

MARISA ISABEL WEBER

**AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE UM REATOR ANAERÓBIO DE
LEITO FLUIDIZADO PARA O TRATAMENTO DE RESÍDUOS
LÍQUIDOS DA INDÚSTRIA DE REFRIGERANTES**

**Dissertação de Mestrado apresentada ao
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de
Recursos Hídricos e Ambiental, da Universidade
Federal do Paraná, como requisito parcial para
a obtenção do grau de Mestre.**

**Orientadora: M^a Cristina Borba Braga, PhD.
Co-orientador: Sérgio Michelotto Braga Mestre.**

**CURITIBA
2006**

MARISA ISABEL WEBER

**AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE UM REATOR ANAERÓBIO DE
LEITO FLUIDIZADO PARA O TRATAMENTO DE RESÍDUOS
LÍQUIDOS DA INDÚSTRIA DE REFRIGERANTES**

**CURITIBA
2006**

UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ
CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE
RECURSOS HÍDRICOS E AMBIENTAL

TERMO DE APROVAÇÃO

Tese aprovada como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental da Universidade Federal do Paraná, pela seguinte banca examinadora.

Prof^a. Ph.D. Maria Cristina Borba Braga – Orientadora – UFPR

Prof. MSc. Sérgio Michelotto Braga - Co-orientador – UFPR

Prof. Ph.D. Adalberto Robes Noyola – UFPR

Prof. Ph.D. Daniel Santos – UFPR

Prof. Titular Ph.D. Urivald Pawlowsky – UFPR

AGRADECIMENTOS

Na realização de um trabalho técnico como este, torna-se fundamental a colaboração de instituições para o bom desenvolvimento do trabalho, assim como a participação da família e dos amigos, que também contribuíram de maneira essencial para atingir, com êxito, os objetivos estabelecidos. Desta forma tenho muito a agradecer.

Agradeço a Deus, por me iluminar me dando força para vencer mais um obstáculo.

Agradeço aos meus pais, Ebraema Weber e Lourival Weber, ao meu filho amado, Allan Felipe Weber, aos meus irmãos, Paulo Sérgio Weber e Silvana Leonita Weber e aos meus cunhados Erlon Evaldo e Tânia Bauer pelo carinho, incentivo, compreensão e apoio que todos sempre me deram.

Agradeço também ao meu noivo, Christiano Marchiorato Dobignies e aos seus pais Jeane Marchiorato Dobignies e Antônio Maria Laplaud Dobignies, pelo carinho, incentivo, compreensão e apoio que sempre me deram.

A CAPES, pelo apoio financeiro, fundamental para o desenvolvimento deste trabalho.

À professora e orientadora Maria Cristina Borba Braga, pela valiosa orientação neste trabalho, pelo incentivo, confiança, competência, seriedade e amizade.

A Sérgio Michelotto Braga pela co-orientação neste trabalho e pela disponibilidade em ajudar e solucionar problemas que ocorreram durante o experimento.

Agradeço às técnicas Cristiane Antunes e Gilmara Antunes Fermiano e aos estagiários Maria Carolina Vieira da Rocha, Enrico Miotto Gomes, Gabriela Gomes, Mônica Eboly, Daniel Frutos, pelo carinho, incentivo e disponibilidade em ajudar, além da agradável convivência diária.

Aos meus amigos e colegas, Adriana Malinowski, Airton Oenning Junior, Carolina Fagundes Caron, César, Cíntia Monteiro Hartmann, Fabiola Formiga, Leane Chamma Barbar Prybysz, Raquel Pompeu, Péricles Socrates Weber, Rafael Tossi, Samuel Alves Barbosa, Raquel Fernandes Martins pelo incentivo e carinho e, também, pela agradável convivência.

Agradeço ao Professor José Jungi Otta, pela colaboração na construção do equipamento, e aos funcionários Luis Carlos Barbosa, Isaura Paquet de Lacerda Nitta, Cláudia Mrilia Lisicki, Carminha Alvez de Souza e Nelson Ruske, pelo apoio.

Agradeço aos Professores, Adalberto Robles Noyola, Cleverson Andreoli, Daniel Ramos, Eloy Kaviski, Heinz Dieter Fill, Marcelo Nolasco, Regina Kishi, Sandra Mara Alberti, Urivald Pawlowsky, pelo apoio, pela contribuição nas discussões técnicas e pela disponibilidade e seriedade na transferência de conhecimentos.

Agradeço à PUC-PR, em especial, ao Prof. Orlando Strobell pela disponibilização dos equipamentos para a realização dos ensaios no Laboratório de Materiais de Construção.

Agradeço à SANEPAR pelo fornecimento do inóculo para a realização do experimento.

Agradeço à SPAIPA do Brasil pelo fornecimento e pela disponibilização do resíduo utilizado neste estudo.

Agradeço também a Michel Galvão e Adalberto Santos pela contribuição, e pelas palavras de incentivo e motivação.

Agradeço ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, em especial ao Professor Cristóvão Fernandes pelo profissionalismo e por acreditar e tornar este estudo realidade.

SUMÁRIO

LISTA DE QUADROS	iii
LISTA DE ILUSTRAÇÕES	v
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS	vii
1 INTRODUÇÃO	1
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
2.1 TRATAMENTO BIOLOGICO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS	4
2.2 O PROCESSO ANAERÓBIO	5
2.2.1 Vantagens e Desvantagens dos Processos Anaeróbios	8
2.3 METABOLISMO BACTERIANO	9
2.3.1 Condições físicas de cultivo - Fatores que interferem no crescimento das bactérias	9
2.4 IMPORTÂNCIA DOS ÁCIDOS VOLÁTEIS	11
2.5 FATORES QUE INTERFEREM NO PROCESSO ANAERÓBIO	13
2.6 ECOLOGIA BACTERIANA	15
2.7 REAÇÕES QUÍMICAS	15
2.8 BACTÉRIAS METANOGENICAS	18
2.9 FLUIDIZAÇÃO	22
2.9.1 As Vantagens e Desvantagens da Fluidização	28
2.9.2 Propriedades dos Leitos Fluidizados	30
2.10 REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	33
2.10.1 Aspectos Construtivos	36
2.10.2 Características de Construção	37
2.12 MATERIAL SUPORTE	39
2.13 PARTIDA	43
2.14 COMPARAÇÃO COM OUTROS SISTEMAS	44
2.15 RESULTADOS OBTIDOS POR DIVERSOS AUTORES	47
2.16 INDÚSTRIA DE REFRIGERANTE	57
3 MATERIAL E MÉTODOS	61
3.1 CONCEPÇÃO DO SISTEMA	61
3.1.1 Localização da Unidade	61
3.1.2 Descrição do Funcionamento do Sistema	61
3.2 DESCRIÇÃO DO EQUIPAMENTO	65
3.2.1 O Reator	65
3.2.2 O Decantador primário: decantador de sólidos – separador de fases	66
3.2.3 O Decantador secundário	67
3.2.4 O Reservatório superior	68
3.2.5 Controle e estabilidade da temperatura	69

	3.2.6	Medição da vazão	71
	3.2.7	O Medidor de Gás	74
	3.2.8	Distribuição do fluxo	76
	3.2.9	O Suporte sólido	77
3.3		ACLIMATIZAÇÃO DO INÓCULO	79
	3.3.1	Fase I – Aclimatização do Inóculo no Reator Estático	79
	3.3.2	Fase 2 – Aclimatização do Inóculo no Reator de Leito Fluidizado	81
	3.3.3	Acompanhamento da Adaptação do Inóculo	81
3.4		CARACTERÍSTICAS DO SUBSTRATO	84
3.5		SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO E RETIRADA DO EFLUENTE NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO	86
3.6		REATOR ANAERÓBIO ESTÁTICO DE BANCADA	87
	3.6.1	Monitoramento físico-químico	87
3.7		ATIVIDADE METANOGENICA	88
4		APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	90
	4.1	REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	90
	4.1.1	Monitoramento físico-químico	90
	4.2	CORRELAÇÃO ENTRE OS PARAMETROS	104
	4.3	ATIVIDADE METANOGENICA	107
	4.4	COMPARAÇÃO DOS RESULTADOS OBTIDOS COM RESULTADOS DE OUTRAS PESQUISAS COM REATORES DE LEITO FLUIDIZADO	113
	4.5	FLUIDIZAÇÃO	116
5		CONCLUSÃO E RECOMENDAÇÕES	118
		REFERÊNCIA	119
		ANEXOS	134

LISTA DE QUADROS

QUADRO 2.1	- GÊNEROS DE ARQUEAS METANOGÊNICAS	20
QUADRO 2.2	- COMPOSTOS NUTRICIONAIS PARA PRODUÇÃO DE METANO	21
QUADRO 2.3	- MATERIAIS UTILIZADOS NA CONSTRUÇÃO DOS REATORES	36
QUADRO 2.4	- MATERIAIS SUPORTE UTILIZADOS EM REATORES DE LEITO FLUIDIZADOS	42
QUADRO 2.5	- COMPARAÇÃO COM OUTROS MÉTODOS DE TRATAMENTO ANAERÓBIO	45
QUADRO 2.6	- ASPECTOS COMPARATIVOS DOS PRINCIPAIS TIPOS DE REATORES ANAERÓBIOS	46
QUADRO 2.7	- COMPARAÇÃO ENTRE O REATOR DE LEITO FLUIDIZADO E OUTROS SISTEMAS DE TRATAMENTO	47
QUADRO 3.1	- VALORES REFERENTES A MEDIÇÃO DE VAZÃO	73
QUADRO 3.2	- VALORES REFERENTES AOS SÓLIDOS SUSPENSOS	81
QUADRO 3.3	- RAZÃO ENTRE DBO_5 E NUTRIENTES	85
QUADRO 3.4	- CARACTERIZAÇÃO DO RESÍDUO LÍQUIDO	86
QUADRO 4.1	- VALORES REFERENTES ÀS CONCENTRAÇÕES DA DQO DO SUBSTRATO ALIMENTADO AO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	97
QUADRO 4.2	- VALORES REFERENTES ÀS CONCENTRAÇÕES DA DQO, NO EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	97
QUADRO 4.3	- VALORES REFERENTES ÀS CONCENTRAÇÕES DA COT, NOS SUBSTRATOS DE ALIMENTAÇÃO DO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	100
QUADRO 4.4	- VALORES REFERENTES ÀS CONCENTRAÇÕES DA COT, NO EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	100
QUADRO 4.5	- VALORES REFERENTES A PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM RELAÇÃO A CARGA ORGÂNICA APLICADA, NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	102
QUADRO 4.6	- PRODUÇÃO DE METANO EM RELAÇÃO AO TEMPO	108
QUADRO 4.7	- FATOR DE CONVERSÃO PARA CALCULAR A QUANTIDADE DE DQO CONTIDA NO CH_4	110
QUADRO 4.8	- COMPARAÇÃO ENTRE OS RESULTADOS DOS	114

PARAMETROS REFERENTES À OPERAÇÃO DE
REATORES ANAEROBIOS DE LEITO FLUIDIZADO

QUADRO 4.9.	- PARÂMETROS UTILIZADOS PARA O CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DA FLUIDIZAÇÃO DO SISTEMA	116
QUADRO 4.10.	- EFICIÊNCIA DA FLUIDIZAÇÃO DO SISTEMA	116

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

FIGURA 2.1 –	REPRESENTAÇÃO SIMPLIFICADA DOS ESTÁGIOS DE REMOÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA	6
FIGURA 2.2 –	ESQUEMA DA DEGRADAÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA	12
FIGURA 2.3 –	REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DA DIGESTÃO ANAERÓBIA	16
FIGURA 2.4 –	SEQÜÊNCIA DA FLUIDIZAÇÃO DO LEITO DE PARTÍCULAS SÓLIDAS	25
FIGURA 2.5 –	PERDA DE CARGA DURANTE A FLUIDIZAÇÃO	27
FIGURA 2.6 –	EFICIÊNCIA DE FLUIDIZAÇÃO	32
FIGURA 2.7 –	CONFIGURAÇÃO DO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	24
FIGURA 2.8 –	GEOMETRIA DO REATOR.	37
FIGURA 2.9 –	CONFIGURAÇÃO GEOMÉTRICA DO REATOR	38
FIGURA 2.10 –	SEQÜÊNCIA DE EXPANSÃO DO LEITO	39
FIGURA 3.1 –	REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO REATOR ANERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	63
FIGURA 3.2 –	SISTEMA DO REATOR ANERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	64
FIGURA 3.3 –	O REATOR DE LEITO FLUIDIZADO	66
FIGURA 3.4 –	O DECANTADOR SECUNDÁRIO	68
FIGURA 3.5 –	O RESERVATÓRIO SUPERIOR	69
FIGURA 3.6 –	O TROCADOR DE CALOR E O TERMOSTATO ELETRÔNICO	70
FIGURA 3.7 –	O MEDIDOR DE VAZÃO	71
FIGURA 3.8 –	REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DA COLUNA DE MEDIÇÃO DE VAZÃO	74
FIGURA 3.9 –	REPRESENTAÇÃO DETALHADA DO MEDIDOR DE GÁS	76
FIGURA 3.10 –	REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DA VÁLVULA DE RETENÇÃO	77
FIGURA 3.11 –	REATORES ESTÁTICOS DE BANCADA	80

FIGURA 3.12 –	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA A DETERMINAÇÃO DA ATIVIDADE METANOGENICA	89
FIGURA 4.1 –	VARIAÇÃO TEMPORAL DO pH NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO	91
FIGURA 4.2 –	ESTRATIFICAÇÃO DO MEIO NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO	93
FIGURA 4.3 –	VARIAÇÃO TEMPORAL DA TEMPERATURA, NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO	94
FIGURA 4.4 –	VALORES REFERENTES À RELAÇÃO ALCALINIDADE TOTAL/ACIDEZ VOLÁTIL, NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO	95
FIGURA 4.5 –	VARIAÇÃO TEMPORAL DA CONCENTRAÇÃO DA DQO	98
FIGURA 4.6 –	AVALIAÇÃO TEMPORAL DA EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DA DQO EM REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	99
FIGURA 4.7 –	VARIAÇÃO TEMPORAL DA CONCENTRAÇÃO DE COT	101
FIGURA 4.8 –	EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE COT	101
FIGURA 4.9 –	AVALIAÇÃO TEMPORAL DA PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO	103
FIGURA 4.10 –	ESCALA DE MAGNITUDE DAS CORRELAÇÕES DE PEARSON	104
FIGURA 4.11 –	CORRELAÇÃO ENTRE pH E CARGA ORGÂNICA E pH E ALCALINIDADE TOTAL/ACIDEZ VOLÁTIL NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	104
FIGURA 4.12 –	CORRELAÇÃO ENTRE O pH, ACIDEZ VOLÁTIL E pH E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DA DQO E EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE COT ANÁLISADOS NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	105
FIGURA 4.13 –	CORRELAÇÃO ENTRE ALCALINIDADE TOTAL/ACIDEZ VOLÁTIL E A EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE COT PELA PRODUÇÃO DE BIOGÁS ANÁLISADOS NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	106
FIGURA 4.14 –	CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE COT E A PRODUÇÃO DE BIOGÁS ANÁLISADOS NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO	106
FIGURA 4.16 –	PRODUÇÃO DE METANO EM RELAÇÃO AO TEMPO	109

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

\varnothing	- diâmetro
ϵ	- porosidade
%	- Porcentagem
ρ	- densidade do fluido
$(\text{CH}_3)_2\text{NH}_2$	- Dimetilsulfeto
$(\text{CH}_3)_2\text{S}$	- Dimetilsulfeto
$(\text{CH}_3)_3\text{NH}^+$	- Trimetilamina
ΔP	- Perda de Carga
\approx	- equivalente
ABNT	- Associação Brasileira de Normas Técnicas
acetil-CoA	- acetil-coenzima A
A_d	- área do orifício
ATP	- adenosina trifosfato
C	- constante do medidor
C.O.	- Carga orgânica (kg DQO/m ³ d)
CAG	- Carvão Ativado Granular
C_c	- coeficiente de contratação do fluido
CD	- coeficiente de desuniformidade
CH_3COO^-	- Acetate
CH_3COOH	- Ácido acético
$\text{CH}_3\text{NH}^{3+}$	- aminas metiladas
CH_3OH	- Metanol
CH_3SH	- Metilmercaptanas
CH_4	- Metano
CH_4/dia	- Metano por dia
cm	- centímetro
CO_2	- Dióxido de Carbono, Gás Carbônico
COT	- Carbono Orgânico Total
CSS	- Conjunto de Sólidos Suspensos

d	- diâmetro interno das tomadas de pressão
D	- diâmetro interno do tubo de PVC
DBO	- Demanda Bioquímica de Oxigênio
deq	- diâmetro médio equivalente
DQO	- Demanda Química de Oxigênio
et al.	- E outros
<i>f</i>	- fator de biodegradabilidade
F/M	- Alimento / Microrganismo
FC	- fator de conversão de CH ₄ em DQO
g	- Gramas
g COT/L dia	- Grama de Carbono Orgânico Total por litro dia
g SV/L	- Grama de sólidos voláteis por litro
g/cm ³	- Gramas por centímetro cúbico
g/l	- Gramas por litro
GTP	- guanosina trifosfato
h	- Hora
H	- Hidrogênio
H	- Altura
H ₂	- Gás Hidrogênio
H ₂ O	- Água
H ₂ S	- Ácido Sulfúrico
HCOO ⁻	- Formiato
kcal	- Quilo calorias
kg DQO/m ³ dia	- Quilo grama de Demanda Química de Oxigênio por metros cúbicos em um dia
kg/L	- Quilo grama por litro
KH ₂ PO ₄ e	-
kW	- Quilowatts
L	- Litro
L/L dia	- Litro por litro dia

L/s	- Litros por segundos
L_1	- Altura da Fluidização
L_0	- Altura Inicial da Fluidização
m	- relação de áreas
m	- metros
m/h	- Metros por hora
m^3	- Metros cúbicos
$m^3/m^2 \text{ hr}$	- Metro cúbico por metro quadrado hora
$m^3\text{CH}_4/\text{kg de DQO}$	- Metro cúbico de metano por quilo grama de Demanda Química de Oxigênio
mg/L	- Miligrama por litro
mg/L DQO	- Miligrama por litro de Demanda Química de Oxigênio
mg/ml	- Miligrama por mililitro
mgO_2/L	- Miligrama de oxigênio por litro
mgSSF/L	- Miligrama de sólidos suspensos fixos por litro
mgSST/L	- Miligrama de sólidos suspensos totais por litro
mgSSV/L	- Miligrama de sólidos suspensos voláteis por litro
mim	- minuto
ml	- Mililitros
mm	- Milímetros
MSSV	- massa de sólidos suspensos voláteis
N	- Normal
N	- Nitrogênio
N.A	- Nível da água
NaOH	- soda
NH_3	- Amônia
n°	- Número
NTK	- nitrogênio total Kejdhal
O_2	- oxigênio
$^\circ\text{C}$	- Graus Celsius

OD	- Oxigênio Dissolvido
P	- Pressão Atmosférica
P	- Fósforo
PBT	- politereftalato de butileno
pH	- Potencial hidrogeniônico
PO_4^{-3}	- Fosfato
PVC	- Cloreto de polivinil
Q	- Vazão
Q_1	- Vazão 1
Q_2	- Vazão 2
Q_3	- Vazão 3
Q_r	- Vazão de reciclo
r	- Pearson
R	- razão de recirculação
R	- produção de CH_4 (mL CH_4/d)
RBLF	- Reator Biológico de Leito Fluidizado
s	- segundos
S	- Área
SO_4	- Ácido sulfúrico
SS	- Sólidos suspensos
TDH	- Tempo de Detenção Hidráulico
TE	- tamanho efetivo
TRC	- Tempo de Retenção Celular
TRH	- Tempo de Retenção Hidráulica
UASB	- (upflow anaerobic sludge blanket reactors, upflow anaerobic sludge bed, Reator anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de lodo).
UNAM	- Instituto de Engenharia do México
USA	- Estados Unidos da América
v	- velocidade

Δh	- diferença de nível
μm	- micrometro
ψ	- fator de esfericidade
η	- eficiência de fluidização,

RESUMO

O emprego de processos biológicos anaeróbios oferece várias vantagens quando comparados aos processos aeróbios, entre as quais, menor consumo de energia, menor produção de lodo e, além disso, requer menor área de implantação e oferece potencialidade de uso de metano como combustível. O reator anaeróbio de leito fluidizado, utilizado neste estudo, foi construído em acrílico com 12,5 cm de diâmetro e 49 cm de altura, e volume aproximado de 6,0 L, com decantador acoplado no topo, para o tratamento entre 1.500 a 2.000 mL/min de efluente da fabricação de refrigerantes. Como suporte sólido, foi utilizado areia, com diâmetro médio geométrico de 0,324 mm e massa específica de 2,63 g/cm³. O sistema era alimentado de substrato através da base do reator e a dosagem era realizada por uma bomba dosadora peristáltica com dois canais. A avaliação da eficiência do sistema foi realizada através das cargas orgânicas de 0,09 kg DQO/m³d; 0,58 kg DQO/m³d; 2,4 kg DQO/m³d; 3,00 kg DQO/m³d; 4,00 kg DQO/m³d; 3,00 kg DQO/m³d e 2,00 kg DQO/m³d. A média de remoção DQO e de COT foi de 84,17 ± 9,87% e 84,33 ± 10,73%, respectivamente. A análise estatística dos dados, através do coeficiente r de Pearson, referentes à produção de biogás em relação à eficiência do consumo de matéria orgânica como COT foi de 0,6961, e referente à eficiência da remoção de matéria orgânica (DQO versus COT) foi de 0,6849, mostrando que houve correlação grande para as duas comparações. A produção de teórica média de metano foi de 1,61 L CH₄/g DQO d.

ABSTRACT

Utilization of anaerobic processes provide various advantages when compared to aerobic processes, such as lower energy consumption and sludge production, smaller area for system's installation, and potentiality for the use of methane as fuel. In this study, a flow rate ranging from 1,500 mL/min to 2,000 mL/min of wastewater from a soft drink plant was treated in a fluidized bed anaerobic reactor. An acrylic column, with inside diameter of 12.5 cm and a length of 49.0 cm, with a bottom cone and enlarged top (total volume of 6,0 L, excluding the bottom cone and enlarged top), was used as the reactor, and sand with a mean geometric diameter of 0.324 mm was used as immobilization medium ($\rho=2,63 \text{ g/cm}^3$). The wastewater was fed to the reactor from its bottom inlet and dosage was carried out through a peristaltic pump. The performance in terms of COD and TOC removal was $84,17 \pm 9,87\%$ e $84,33 \pm 10,73\%$, respectively, which was evaluated through the application of organic loads of 0,09; 0,58; 2,4; 3,00; 4,00; 3,00 e 2,00 kg DQO/m³d. Data produced for biogas generation *versus* organic matter consumption, and organic matter removal efficiency (COD *versus* TOC), were evaluated through the analysis of Pearson's linear coefficient r . This analysis resulted in values of 0,6961 for the first correlation, and 0,6849 for the latter, which can be considered as a moderate correlation for both values. Methane theoretical production was, on average, 1,61 L CH₄/g DQO d.

1 INTRODUÇÃO

O desenvolvimento industrial ocorreu de forma acelerada a partir da revolução industrial, após meados do século XIX. Portanto, como consequência das ações antrópicas, o meio ambiente foi grandemente modificado e um dos fatores de maior contribuição foi o aumento da demanda por produtos químicos, o que intensificou os problemas da disposição final dos resíduos resultantes da produção.

No final do século XIX e início do século XX, visando a melhoria da qualidade da água, teve início a preocupação com o tratamento das águas residuárias e, neste sentido, um dos primeiros trabalhos foi o desenvolvido por Streeter e Phelps para o rio Ohio, EUA (CHAPRA, 1997).

A disposição final inadequada de resíduos líquidos, principalmente os efluentes dos processos industriais e o esgoto doméstico, tem causado sérios problemas ambientais, especialmente nas grandes cidades. Cerca de 70.000 compostos químicos estão disponíveis no mercado e 500 a 1000 compostos são produzidos anualmente, os quais, de alguma forma, são descartados como efluentes domésticos ou industriais, sendo responsáveis pela contaminação do corpo hídrico (EPA, 2006).

De acordo com dados da Organização Mundial de Saúde, estima-se que, aproximadamente, uma em cada seis pessoas não tem acesso à água potável e que a cada ano, morram cerca de 1,6 milhões de pessoas no mundo devido ao consumo de água contaminada ou à falta de saneamento e higiene (OMS, 2006). Confirmando, assim, a importância do tratamento das águas residuárias, como condição essencial para o bem estar da população e a manutenção da saúde pública e ambiental.

Os primeiros tratamentos de efluentes industriais apresentavam eficiência apenas em relação à remoção de sólidos suspensos. Com o desenvolvimento de tecnologias mais sofisticadas para o tratamento de águas residuárias, houve grande desenvolvimento dos processos aeróbios como os sistemas de lodos ativados e filtros biológicos, chegando à eficiência de remoção da DBO de 90% (LETTINGA, 1984; PAWLOWSKY, 1985).

Entretanto, a partir do entendimento da atividade bioquímica das bactérias em relação à degradação da matéria orgânica na ausência de oxigênio (MC CARTY e JERIS e MURDOCH 1963; MC CARTY, 1966), os sistemas foram aperfeiçoados e maiores eficiências em relação à remoção de matéria orgânica foram atingidas.

Nos anos 70, a preocupação com o consumo de energia e a valorização do solo, colocou em destaque a busca por novas tecnologias de sistemas de tratamentos classificados como alta taxa, como por exemplo, os reatores de leito fluidizado, os filtros anaeróbios e os reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (BARBARA, FLOOD e JERRIS, 1980; BOENING e LARSEN, 1982; BLUM, 1986; BULL, STERRIT e LESTER, 1983; CHUN et al., 1987; DOLFING, 1986; HSU, 1978; JERIS e OWEN, 1975; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; MC CARTY, 1966; MC CARTY e BROSSEAU, 1975; MC. CARTY, JERIS, e MURDOCH, 1963; METCALF e EDDY, 2003; MULCAHY, e SHIEH, 1985; OLIVA, 1997. PAWLOWSKI, 1985; SHIEH, 1980; SHIEH e MULCAHY, 1986; SHIEH, SUTOON, KOS, 1981; JEWELL , 1982; ANDREWS, 1982; ALAERTS et al., 1990, CAMPOS, 1999, AISSE et al., 2001, CETESB, 1989; HANISHC, 1995).

Em relação à aplicação do processo anaeróbio para o tratamento de águas residuárias domésticas e industriais, a partir do final da década de 1970, duas linhas de pesquisa foram definidas, uma voltada para o entendimento da operação dos reatores de leito fluidizado preconizada por Lettinga e colaboradores (LETTINGA et al., 1984), relacionadas aos reatores de leito de lodo com fluxo ascendente, e outra, a partir da década de 80, com trabalhos desenvolvidos aplicando o conceito de fluidização. Resultados da aplicação do reator biológico de leito fluidizado, como tem sido designado, têm demonstrado que a eficiência média desse reator, para o tratamento de efluentes industriais, tem sido na faixa de 70% a 95%, em termos de remoção da DQO, (BOENIG e LARSEN, 1982; LETTINGA, 1984; WEILAND e BÜTTGENBA 1988; BRAGA, 1989; YEE, HSU e SHIEH, 1991; BORJA et al., 2000; MANRESA et al., 2000; PEREIRA et al., 2000; POLANCO et al., 2000; MENDONÇA, 2002; YE, CHEN e FENG, 2003).

O emprego de processos biológicos anaeróbios oferece várias vantagens, em comparação aos aeróbios, podendo ser salientado o menor consumo de energia, a menor produção de lodo, a necessidade de menor área para a implantação do sistema e a potencialidade de uso do biogás como combustível.

A escolha do sistema ou processo de tratamento depende das condições mínimas estabelecidas para a qualidade da água dos mananciais receptores, as quais estão relacionadas ao uso a que se destina o corpo aquático (CONAMA, 2005). Portanto, é fundamental o estudo das características das águas residuárias, tanto domésticas quanto industriais, a serem tratadas e da qualidade do efluente que se deseja lançar no corpo receptor.

Os principais aspectos a serem estudados são a vazão, o pH, a temperatura, a concentração de matéria orgânica, a toxicidade e o teor de sólidos em suspensão e sedimentáveis. Portanto, para a definição de um processo ou sistema de tratamento de águas residuárias, deve-se considerar a eficiência da remoção da matéria orgânica e a disponibilidade de área para a instalação, os custos operacionais, especialmente energia elétrica e quantidade de lodo gerado. Desta forma, para determinar qual será o melhor método de tratamento, primeiramente será necessário conhecer a natureza do problema de cada efluente industrial, a necessidade de tratamento e as características dos despejos (PULGARIN, 1999).

O presente trabalho, avaliou a eficiência na remoção de matéria orgânica do resíduo de refrigerante, através da utilização de um reator anaeróbio de leito fluidizado, sendo que este sistema de tratamento apresenta vantagens em relação aos outros, devido a: baixa produção de lodo, compactidade do sistema, facilidade de operação, produção de biogás como fonte alternativa de energia, alta eficiência na remoção de matéria orgânica, podendo ser salientado o menor consumo de energia.

2 REVISÃO DA LITERATURA

2.1 TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

Os avanços tecnológicos em relação à microbiologia e à bioquímica possibilitaram o avanço no desenvolvimento de novas abordagens para o tratamento biológico de águas residuárias, superando os processos químicos de estabilização (MC CARTY, JERIS e MURDOCH, 1963; CLOGH e ABSON, 1964; BOENING e LARSEN, 1982; MULCAHY e SHIEH, 1985; GASPAR, 2003).

A decomposição da matéria orgânica por oxidação biológica que pode ser realizado na presença ou ausência de oxigênio livre. Na presença, isto é, a partir de processo aeróbio, a oxidação realizada é completa, e a molécula orgânica é totalmente quebrada, cedendo toda a energia potencialmente produzida e formando como produto final o CO_2 , desprovido de energia útil. Por outro lado, na ausência de oxigênio livre, isto a partir de processo anaeróbio, a oxidação é apenas parcial, levando à formação de produtos finais como o metano (CH_4), álcoois ou ácidos graxos, ainda com energia potencialmente disponível. Como não ocorre a oxidação total, a quantidade de energia liberada é muito menor do que nas reações aeróbias. (COOKSON e BURBANK, 1965; JERIS e MC CARTY, 1965; KUGELMAN e MC CARTY, 1965; MC CARTY, 1966; MC CARTY e BROSSEAU, 1975; CHEN e HASHIMOTTO, 1978; ZOETMEYER, HEUVEL e COHEN, 1982; HANSENBOHLER, 1983; NOVAES, 1986).

As águas residuárias são misturas complexas de sólidos e componentes dissolvidos, com a utilização do tratamento biológico os compostos podem ser reduzidos para concentrações aceitáveis ou convertidos em substâncias inofensivas. No entanto, ainda hoje, algumas águas residuárias são descartadas nos corpos receptores como rios, lagoas e oceanos sem o devido tratamento (MENDONÇA, 2004).

Nos anos 70, a preocupação com o consumo de energia e a disponibilidade de área para a implantação dos sistemas de tratamento, colocaram em destaque os tratamentos anaeróbios, o que resultou no desenvolvimento de novas tecnologias (MC.

CARTY, JERIS, e MURDOCH, 1963; MC CARTY, 1966; MC CARTY e BROSSEAU, 1975; JERIS, e OWENS, 1975; HSU, 1978; BARBARA, FLOOD e JERRIS, 1980; SHIEH, 1980, JEWELL, 1982; ANDREWS, 1982; BOENING e LARSEN, 1982; BULL, STERRIT e LESTER, 1983; SUTOON et al., 1981; MULCAHY, e SHIEH, 1985; PAWLOWSKY, 1985; BLUM, 1986; DOLFING, 1986; SHIEH e MULCAHY, 1986; CHUN et. al., 1987; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; CETESB, 1989; ALAERTS et. al., 1990; HANISHC, 1995; OLIVA, 1997; CAMPOS, 1999, AISSE et. al., 2001; METCALF e EDDY, 2003; GASPAR, 2003).

O estudo dos microrganismos anaeróbios tornou-se importante para o funcionamento adequado do sistema de tratamento anaeróbio, portanto a seção 2.2 é fundamental para o desenvolvimento do experimento.

2.2. O PROCESSO ANAERÓBIO

O objetivo de qualquer processo de estabilização de águas residuárias é satisfazer, de uma maneira controlada, a demanda de oxigênio do resíduo (BRAGA, 1989).

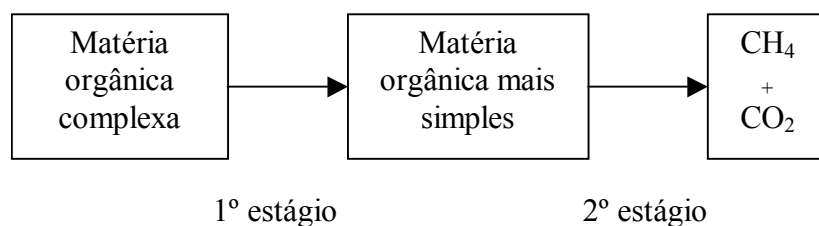
No tratamento anaeróbio, o resíduo é degradado na ausência total de oxigênio e um dos produtos finais é o CH_4 , que é fonte de energia. A produção deste gás está diretamente relacionada à redução da DQO e, dependendo da água residuária a ser tratada, aproximadamente 90 a 95 % da DQO é convertida a CH_4 (MC CARTY, 1966; SMITH, 1973; CHEN e HASHIMOTTO, 1978; BOENING e LARSEN, 1982; LAQUIDARA BLANC e SHANGHNESSY, 1986; WANG et. al., 1986; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; SPEECE, 1996).

Por ocorrer na ausência de um agente oxidante (oxigênio), a única maneira de reduzir a DQO é através da remoção da matéria orgânica do resíduo, o que implica na formação de CH_4 e CO_2 , que deixam o sistema na forma de gás. Portanto, apenas quantidades limitadas de energia estão disponíveis para o crescimento dos microrganismos o que resulta em pequena produção de lodo. O processo anaeróbio, gera até, 20% do lodo do processo aeróbio (GOSH e CONRAD, 1975; FROSTELL,

1980; DIAZ-BAEZ, 1988; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; SPEECE, 1996).

A remoção da matéria orgânica pode ser apresentada de maneira esquemática conforme Figura 2.1.

FIGURA 2.1 – REPRESENTAÇÃO SIMPLIFICADA DOS ESTÁGIOS DE REMOÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA



FONTE: BRAGA (1989)

No processo de tratamento anaeróbio são usados microorganismos sob condições anaeróbias que estabilizam a matéria orgânica devido a sua capacidade de conversão de substâncias orgânicas complexas em CH_4 e CO_2 (COOKSON e BURBANK, 1965; JERIS e MC CARTY, 1965; MC CARTY, 1966; MC CARTY e BROSSEAU, 1975; ZOETMEYER, HEUVEL e COHEN, 1982; HANSENBOHLER, 1983).

O processo anaeróbio é de difícil controle, pois as bactérias, principalmente as metanogênicas, são bastante sensíveis às variações do meio, tanto em relação às alterações de carga orgânica como em relação aos fatores pH e temperatura e, também, porque apenas certas bactérias são capazes de metabolizar a matéria orgânica e produzir CH_4 . Assim, o processo completo de degradação envolve uma cadeia completa de bactérias metanogênicas e não metanogênicas que interagem entre si.

O processo de digestão anaeróbia foi utilizado por muito tempo apenas para a estabilização de resíduos. Isso porque os sistemas tradicionais de tratamento anaeróbio eram normalmente de baixa taxa requerendo assim alto tempo de retenção e grandes volumes (GASPAR, 2003).

Nos anos 1950, o surgimento de uma nova ciência, a Bioquímica, proporcionou o desenvolvimento de estudos que produziram resultados voltados ao

aumento da eficiência dos processos anaeróbios. Neste sentido, algumas considerações podem ser feitas em relação aos desenvolvimentos alcançados nesta década, entre eles:

- o processo de fluidização, surgindo então os digestores anaeróbios convencionais;
- o processo anaeróbio de contato, importante por manter alta concentração de microrganismos no interior de um reator anaeróbio, obtido pela recirculação da massa biológica efluente ao reator, posteriormente surgiram os reatores anaeróbios de leito fluidizado (ATKINSON e DAVIES 1972; JEWELL, 1982; DIAZ - BAEZ, 1988; GASPAR, 2003).

A utilização de meio suporte em reatores anaeróbios para imobilização da biomassa são opções para resolver os problemas, relacionados ao TDH (tempo de retenção hidráulico e TRC (tempo de retenção celular) (GARBOSSA, 2003).

O processo anaeróbio pode ser descrito como um processo em duas etapas. Na primeira etapa, a matéria orgânica complexa, composta de proteínas, carboidratos e lipídeos é convertida em compostos orgânicos simples, predominantemente ácidos voláteis, por um grupo de bactérias facultativas e anaeróbias denominadas acidogênicas. Na segunda etapa, os compostos orgânicos simples são fermentados a CH_4 e CO_2 por um grupo de bactérias substrato-específicas, estritamente anaeróbias, denominadas metanogênicas.

O primeiro estágio de conversão, levado a efeito por bactérias acidogênicas, é caracterizado pela estabilização da matéria orgânica em suspensão ou em solução. Nesta fase, acontece mudança de forma, uma porção é convertida em produto final como ácidos orgânicos e outra porção em novas células (MC CARTY, 1966).

No segundo estágio, fermentação metanogênica, é quando a estabilização verdadeira ocorre, sendo que a conversão da matéria orgânica é diretamente proporcional à quantidade de CH_4 produzido (SMITH, 1973; CHEN e HASHIMOTTO, 1978). Uma vez que a estabilização dos resíduos é proporcional à fermentação metanogênica, é necessário que se conheça quais as fontes de CH_4 (BRAGA, 1989).

As bactérias metanogênicas compreendem várias espécies diferentes de organismos, estritamente anaeróbios (COOKSON e BURBANK, 1965; MC CARTY, 1966; SMITH, 1973; MAH e SMITH, 1981; ZOETMEYER, HEUVEL e COHEN, 1982; NOVAES, 1986 e GOODWIN e HICKEY, 1988). Cada espécie apresenta requerimentos específicos e pode fermentar apenas um grupo relativamente restrito de compostos orgânicos simples, por esta razão, várias espécies de organismos metanogênicos podem ser requeridas para a fermentação completa (COOKSON e BURBANK, 1965; JERIS e MC CARTY, 1965; MC CARTY, 1966). Uma mudança na predominância das bactérias acidogênicas presentes no reator, pode causar condições adversas como a formação de produtos finais que requeiram um grupo de bactérias metanogênicas que não está presente em número suficiente, podendo ocorrer dificuldades na digestão dos ácidos voláteis gerados. Se a mudança não for rápida na população, a digestão prossegue vagarosamente; mas, em condições de mudanças rápidas, ocorre um grande aumento nos produtos intermediários, inibindo o metabolismo das bactérias metanogênicas (BRAGA, 1989).

3.2.1 Vantagens e Desvantagens dos Processos Anaeróbios

O processo de tratamento anaeróbio apresenta vantagens e desvantagens, entre eles podem-se observar os citados por CHERNICHARO (1996).

Como vantagens podem ser citadas a:

- o processo aneróbio pode gerar até 20% do lodo produzido no processo aeróbio;
- baixa demanda de área, o que reduz os custos de implantação;
- produção de energia líquida, na forma de CH_4 , um gás combustível com poder calorífico de 4.000 kcal/kg;
- possibilidade de preservação da biomassa (colônia de bactérias anaeróbias), sem alimentação do reator, por vários meses, ou seja, a colônia de bactérias entra em um estágio de endogenia, sendo reativada a partir de novas contribuições e
- capacidade de funcionamento mesmo após longos períodos de interrupção

Como desvantagens podem ser citados:

- o longo período de partida sem inóculo;

- a sensibilidade dessas bactérias à variação de pH, temperatura e substâncias tóxicas;
- a sensibilidade às sobrecargas orgânicas e hidráulicas;
- a possibilidade de desenvolvimento de odores desagradáveis.

2.3. METABOLISMO BACTERIANO

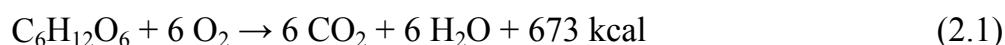
Metabolismo, pode ser definido como a extração da energia do ambiente celular que transforma alimentos em componentes celulares através de reações químicas (WOOD, 1974).

A célula transforma a energia existente em compostos químicos em energia útil contida em determinados compostos, que apresentam ligações ricas em energia, tais como ATP (adenosina trifosfato), GTP (guanosina trifosfato), acetil-CoA (acetil-coenzima A), entre outros. Através da quebra das ligações altamente energéticas destes compostos, a célula obtém energia para a realização de tarefas, tais como a biossíntese de moléculas orgânicas complexas.

Organismos heterotróficos, como é caso daqueles que realizam a decomposição da matéria orgânica, derivam o carbono celular de carbono orgânico. A energia necessária para a síntese celular é obtida da oxidação ou fermentação da matéria orgânica (PAWLOWSKY, 1985).

Vários microrganismos podem fermentar os substratos, sendo que o produto final depende: do microrganismo utilizado, do substrato e das enzimas que estão presentes e ativas (WOOD, 1974).

A transformação de material em energia ocorre através de uma reação, que é oposta à de fotossíntese e pode ser expressa como:



2.3.1 Condições físicas de cultivo - Fatores que interferem no crescimento das bactérias

Para o adequado crescimento, e conseqüente metabolização da matéria orgânica, as bactérias necessitam de nutrientes, temperatura, pH e pressão osmótica adequadas.

a) Temperatura

A temperatura é um parâmetro de fundamental importância para o adequado desenvolvimento das bactérias anaeróbias.

A temperatura mínima de crescimento é a temperatura mais baixa que permite o crescimento da espécie; a temperatura ótima de crescimento é aquela em que o organismo melhor se reproduz e a temperatura máxima é a maior temperatura em que a espécie ainda é capaz de crescer (HAANDEL e LETINGA, 1994).

Em relação à temperatura, as bactérias são classificadas em três grupos primários: psicrófilas, com temperatura ótima de crescimento de 10°C; mesófilas, com temperatura ótima entre 25°C e 40°C e termófilas, com a temperatura ótima variando de 50°C a 60°C (SMITH, 1973).

b) Oxigênio

Os microrganismos capazes de utilizar o oxigênio molecular, denominados aeróbios, são capazes de produzir mais energia a partir do uso de nutrientes do que os organismos que não utilizam oxigênio, denominados anaeróbios. Os organismos que necessitam de oxigênio para sua sobrevivência são denominados aeróbios estritos ou obrigatórios. Entretanto, algumas bactérias aeróbias desenvolveram, ou mantiveram, a capacidade de continuar seu crescimento na ausência de oxigênio. Tais organismos são denominados aeróbios facultativos. Por outro lado, existem os anaeróbios obrigatórios, que são bactérias que não utilizam o oxigênio molecular para as reações de produção de energia. Na verdade, o oxigênio pode ser um agente causador de severos danos para muitos destes organismos.

c) pH

O pH, como parâmetro de avaliação do sistema, é de utilidade para avaliar as condições de acidez e basicidade.

A maioria das bactérias desenvolvem-se melhor em faixas de variação pequenas de pH, sempre em torno da neutralidade, entre pH 6,8 a 7,3 ou, ainda, nos limites de 6,5 e 7,5 (SMITH, 1973; HICKEY e OWENS, 1981; VIEIRA e SOUZA, 1981 e JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988). Segundo (MC CARTY, 1966), os valores de pH podem ser indicativos da atividade biológica.

2.4. IMPORTÂNCIA DOS ÁCIDOS VOLÁTEIS

A acidez volátil é outro parâmetro importante para o tratamento e estabilização da matéria orgânica por processo anaeróbio (SMITH, 1973).

Segundo MC CARTY, JERIS e MURDOCH (1963), o ácido butírico é formado a partir de proteínas e lipídeos. Em solução pode ser resultante da síntese de ácidos com menor comprimento de cadeia, durante condições de desbalanceamento da digestão anaeróbia, presente na fase da partida do reator.

O ácido propiônico é formado pela fermentação metanogênica de carboidratos e proteínas. Sua importância está relacionada à degradação da matéria orgânica do substrato (ENCINA e HIDALGO, 2004).

O ácido fórmico é intermediário da fermentação do CH_4 (MC CARTY, JERIS e MURDOCH 1963) e o ácido acético é o mais importante e aquele que mais prevalece entre as formas dos ácidos voláteis que interferem na digestão anaeróbia e na produção de gás, pois é este intermediário metabólico que é convertido em CH_4 e CO_2 .

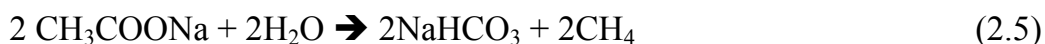
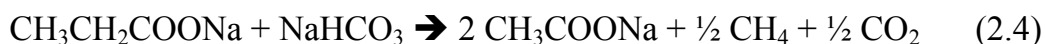
Quando a concentração dos ácidos voláteis apresenta-se em excesso no reator, devido a problemas relacionados a choques de carga orgânica ou diminuição da colônia de bactérias capaz de metabolizá-los, ocorre o desbalanceamento das condições do meio.

A partir de substratos complexos como carboidratos, proteínas e lipídeos a fermentação do ácido propiônico e do ácido butírico pode ser representada pelas Equações 2.2 a 2.5:

Propionato



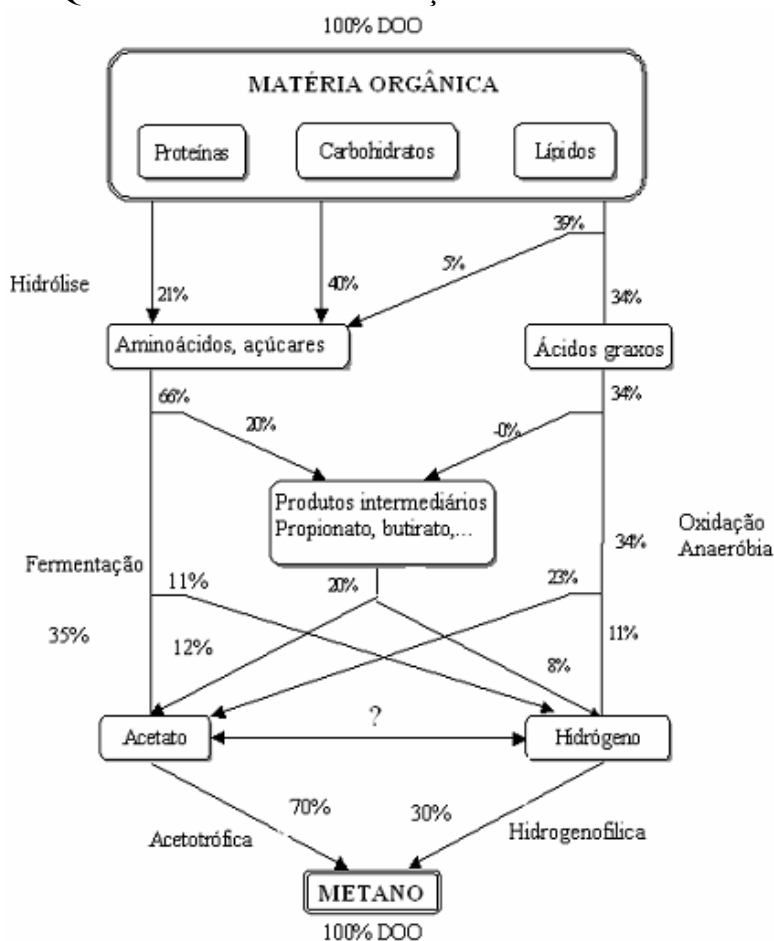
Butirato



Observando-se as reações apresentadas para a produção de CH_4 , pode-se notar que, para a fermentação do ácido acético, é requerido apenas um grupo de bactérias metanogênicas, conforme a Equação 2.2 e 2.3.

Para os ácidos propiônico e butírico, que são fermentados via ácido acético, são necessários dois passos de reação, cada um deles levado a efeito por um grupo diferente de bactérias metanogênicas conforme Equações 2.3 e 2.5. Segundo MC CARTY JERIS e MURDOCH (1963), a degradação da matéria orgânica pode ser representada, esquematicamente, como mostrado na Figura 2.2.

FIGURA 2.2 – ESQUEMA DA DEGRADAÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA



FONTE: adaptado de MC CARTY JERIS e MURDOCH, 1963

Pode ser observado que o ácido acético é o intermediário predominante; pois pode ser formado diretamente pela fermentação de carboidratos, proteínas e lipídeos,

ou também como um intermediário na fermentação metanogênica dos ácidos propiônico e butírico.

Para (MC. CARTY, JERIS e MURDOCH, 1963 e ZOETEMEYER et al. 1979), a viabilidade e boa aderência dos microrganismos no meio suporte sólido, em condições que contenham ácidos voláteis é necessário que a temperatura esteja entre (22 a 48 °C).

2.5. FATORES QUE INTERFEREM NO PROCESSO ANAERÓBIO

Pode-se salientar alguns fatores que interferem diretamente no desbalanceamento temporários como:

- a operação do reator antes que as bactérias metanogênicas apresentem-se em crescimento suficiente;
- a mistura inadequada do volume do reator;
- a diminuição da temperatura de trabalho. A temperatura é muito importante nos sistemas biológicos, pois as velocidades das reações bioquímicas são diretamente afetadas pela temperatura. Na digestão anaeróbia essa influência merece atenção especial, pois as bactérias anaeróbias são muito sensíveis a tais variações; mesmo uma pequena variação pode interromper completamente a produção de CH_4 com o conseqüente acúmulo de ácidos. Quando a temperatura do meio for menor do que 35°C, as bactérias metanogênicas apresentarão um tempo de geração muito longo em relação ao das acidogênicas (SMITH, 1973; CHEN e HASHIMOTTO, 1978). Este fato pode implicar na inibição dos organismos metanogênicos, uma vez que os ácidos voláteis continuarão a ser produzidos, mas não haverá correspondência no consumo por parte das metanogênicas.
- o aumento da carga orgânica. O aumento nas taxas de aplicação de substrato aumenta a produção de CH_4 até que uma taxa de utilização máxima seja alcançada. Para uma dada carga orgânica, uma concentração maior de substrato e tempo de retenção mais longo produz um volume maior de CH_4 do que em concentração mais baixa de substrato e tempo de retenção mais curto. Entretanto, existe um limite prático

para a carga orgânica e a concentração de substrato para o qual o sistema torna-se sobrecarregado (CHEN e HASHIMOTTO, 1978; VIEIRA e SOUZA, 1981).

O volume de gás produzido é o primeiro indicador do bom ou mau funcionamento do processo de digestão anaeróbia. Quando ocorre um desbalanceamento do processo, o primeiro sinal é a redução do volume de gás, o que ocorre antes mesmo da elevação na concentração dos ácidos voláteis (VIEIRA e SOUZA, 1981). Isto indica que os problemas do processo em geral refletem-se mais acentuadamente nas bactérias metanogênicas, ocorrendo, portanto, uma redução brusca na produção de gás, e somente após isso, os ácidos voláteis passam a ser acumulados, pois continuam sendo formados sem serem consumidos.

Para os efeitos permanentes podem ser salientados (VIEIRA e SOUZA, 1981):

- substâncias tóxicas como os metais pesados e os cianetos;
- -pesticidas;
- solventes orgânicos.

A intensidade do efeito tóxico depende da concentração do material em digestão. As concentrações tóxicas inibem o metabolismo das bactérias metanogênicas provocando, como consequência, um aumento na concentração dos ácidos voláteis.

O desbalanceamento temporário pode ser corrigido através do controle do pH. Na digestão anaeróbia, a faixa de pH ótimo é o resultado das diversas reações que ocorrem no processo, estando esta faixa entre 6,8 e 7,3 ou ainda nos limites entre 6,5 e 7,5 (SMITH, 1973; HICKEY e OWENS, 1981; VIEIRA e SOUZA, 1981 e JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988).

Se o processo for levado a efeito, o pH é mantido relativamente neutro, no entanto, se algum fator for alterado e ocorrer uma diminuição no valor do pH isso precisa ser corrigido para evitar a diminuição da atividade biológica do sistema, que apresenta como consequência à diminuição na produção de gás (KEEFER e URTES, 1963; VIEIRA e SOUZA, 1981). Também deve-se corrigir a causa da diminuição do pH, que pode ser observada através da análise de outros parâmetros como a temperatura, a carga orgânica e a alcalinidade MC CARTY (1966).

Por outro lado, o desbalanceamento permanente não pode ser controlado pelo pH, a não ser que a causa inicial seja removida.

Em condições de reprodução anaeróbia rápida, ocorre um grande aumento nos produtos finais, inibindo o metabolismo das bactérias metanogênicas (BRAGA, 1989).

2.6. ECOLOGIA BACTERIANA

Quando duas espécies, cujas populações se encontram em interação, colhem efeitos vantajosos uma em relação à outra, em lugar de efeitos adversos, o desenvolvimento populacional é positivo. Em tais casos, ambas as populações se desenvolvem e prosperam, atingindo níveis de equilíbrio que são reciprocamente benéficos. Esta condição pode ser descrita pela relação entre as bactérias acidogênicas e metanogênicas, na qual a produção de ácidos através da conversão da matéria orgânica pelas bactérias acidogênicas auxilia no crescimento das bactérias metanogênicas que o utilizam como fonte de energia, produzindo CH₄ e CO₂. A interação entre os gêneros evita que o meio se torne tóxico devido ao excesso de ácidos, o que seria prejudicial para as bactérias da fase acidogênica (ODUM, 1988).

Através das reações químicas é possível compreender os processos bioquímicos.

2.7. REAÇÕES QUÍMICAS

Se a estabilidade dos resíduos é proporcional à fermentação metanogênica, é necessário que se conheça quais as fontes de CH₄, apresentadas pelas Equações 2.6, 2.7 e pela Figura 2.3.

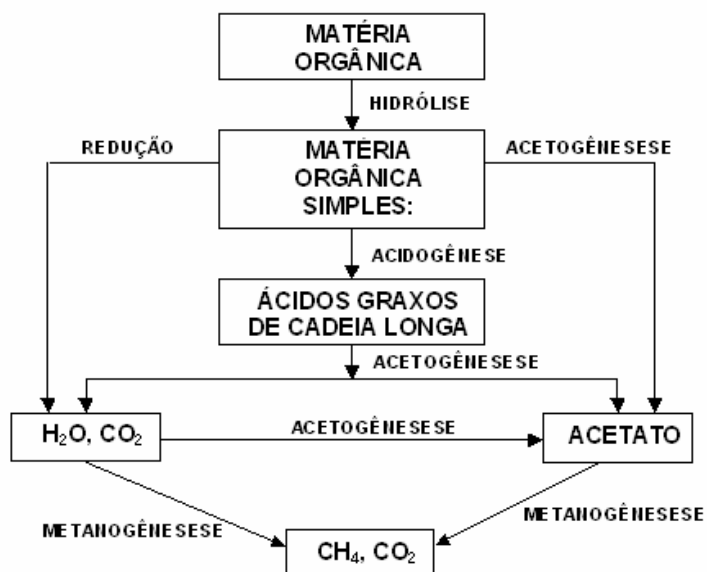
Redução de CO₂



Fermentação do ácido acético



FIGURA 2.3 – REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DA DIGESTÃO ANAERÓBIA



FONTE: MC CARTY et al. (1963)

As reações bioquímicas e de microbiologia envolvida, esse processo biológico de tratamento foi dividido em 4 etapas, Figura 2.3: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese.

a) Hidrólise

Neste processo os compostos orgânicos complexos como proteínas, lipídios, carboidratos, principalmente, são convertidos a compostos mais simples açúcares, aminoácidos, peptídeos e outros, por enzimas extracelulares chamadas de exoenzimas, excretadas por bactérias fermentativas hidrolíticas.

As substâncias complexas convertidas por hidrólise tornam-se mais simples e dissolvidas, podendo ser absorvidas através das paredes celulares e membranas de bactérias. A taxa de hidrólise depende do acesso das exo-enzimas ao substrato a ser hidrolisado, a hidrólise é um processo lento e suscetível a vários fatores, entre estes: temperatura, tempo de residência, composição do substrato, tamanho das partículas do substrato, pH e a concentração de nitrogênio do substrato, entre outros (OLIVA, 1997).

b) Acidogênese

A acidogênese é a etapa na qual os compostos gerados na hidrólise, de pesos moleculares mais baixos, são convertidos em H_2 e CO_2 e ácidos orgânicos voláteis com três ou mais átomos de carbono na molécula, que se combinam formando sais, além de outros subprodutos como álcoois.

As bactérias são responsáveis tanto pela etapa da hidrólise quanto da acidogênese. Estas bactérias podem ser anaeróbias obrigatórias ou anaeróbias facultativas e são comumente denominadas de bactérias acidogênicas. Os gêneros desses tipos de bactérias encontrados são o *Clostridium*, o *Peptococcus*, o *Bifidobacterium*, o *Desulphovibrio*, o *Corynebacterium*, o *Lactobacillus*, o *Actinomyces*, o *Staphylococcus* e a *Escherichia* (METCALF e EDDY, 2003).

O produto final do metabolismo dessas bactérias depende do substrato inicial e das condições ambientais, dando ênfase à presença de H_2 . Para baixa pressão de H_2 , a formação de compostos orgânicos como acetato, CO_2 e H_2 é termodinamicamente favorecida. Se a pressão parcial de H_2 , for mantida a níveis altos, ocorre somente à formação de produtos como propionato e alguns outros ácidos orgânicos, lactato e etanol (SILVA, 1993).

A velocidade da etapa de acidogênese é maior do que a da metanogênese, e o comportamento da acidogênese afeta diretamente o desempenho da metanogênese.

c) Acetogênese

A acetogênese é a etapa na qual os ácidos voláteis e os álcoois são metabolizados, produzindo acetato e H_2 através das bactérias acetogênicas produtoras de H_2 . As bactérias acetogênicas consumidoras de H_2 ou homoacetogênicas convertem parte do H_2 e do CO_2 que não se combinam, formando o metanol e acetato. Nesta etapa, também ocorre formação de material celular (OLIVA, 1997).

d) Metanogênese

A metanogênese é a etapa onde o CH_4 é produzido pelas bactérias acetotróficas, a partir da redução de ácido acético, ou pelas bactérias hidrogenotróficas, a através da redução do CO_2 (WOESE, MAGRUM e FOX, 1978).

Segundo OLIVA (1997), 70% do CH_4 produzido em um reator é produto da degradação do acetato pelas bactérias metanogênicas acetotróficas. Neste processo o grupo carboxila do acetato é convertido em CO_2 e o grupo das bactérias metanogênicas, denominadas hidrogenotróficas, é aquele capaz de produzir CH_4 a partir de H_2 e CO_2 .

Em relação às condições ambientais, as bactérias metanogênicas são mais sensíveis que as fermentativas e acetogênicas.

Grande parte da energia acumulada nas ligações químicas, disponíveis no substrato, é transformada em CH_4 que é liberado para a fase gasosa e não mais utilizado como fonte de energia pelos microrganismos. As bactérias metanogênicas apresentam crescimento lento, em torno de dias. A baixa taxa de crescimento das bactérias anaeróbias resulta em baixa produção de lodo, e baixo consumo de nutrientes (OLIVA, 1997). A determinação da etapa limitante metanogênica, depende da taxa de degradação da matéria orgânica e seus produtos bem como dos tipos de bactérias presentes e da eficiência na conversão dos substratos sob as condições de vazão, temperatura e pH no reator.

2.8. BACTÉRIAS METANOGENICAS

A produção anual média de CH_4 de origem antropogênica é da ordem de 50 a 70%; de origem agro-pecuária, 19 a 36%, destacando-se a produção de arroz e animais ruminantes; e natural, 30 a 45%, podendo ser através de lamas, pântanos, tundras e oceanos (ASM, 2000; IPCC, 2001).

O CH_4 é produzido exclusivamente através da atividade microbiológica (ASM, 2000). Os microrganismos metanogênicos são os únicos produtores de CH_4 e as arqueas predominam no grupo das metanogênicas (WOESE, MAGRUM e FOX, 1978).

As arqueas metanogênicas são microorganismos anaeróbios obrigatórios e são altamente redutoras, com potenciais de oxi-redução na ordem de 300 mV (SOWERS, 1995).

A bioquímica da formação de CH_4 é encontrada apenas nas arqueas metanogênicas. A produção de CH_4 pode ser considerada como um marcador taxonômico para a identificação de arqueas (OREMLAND e CAPONE, 1988; VAZOLLER, 1995).

As bactérias metanogênicas distinguem-se dos outros membros do domínio arquea pela produção de enzimas, como as coenzimas M, que são essenciais para a síntese de CH_4 e potencialmente úteis como biomarcadores de estudos ecológicos. Na última etapa da metanogênese, o grupo metil é atacado pela coenzima M metil redutora (MCR), que se conserva em todas as metanogênicas (HALES et al., 1996). Outro fator que pode diferenciar as arqueas metanogênicas, dos outros membros do domínio arquea, é a fluorescência sob iluminação ultravioleta decorrente da presença de coenzimas F-420 (OREMLAND e CAPONE, 1988; VAZOLLER, 1995).

Vários parâmetros são utilizados para a classificação de bactérias como metonogênicas, entre eles a morfologia, o movimento das bactérias, a microscopia eletrônica, a morfologia de colônias, a nutrição, a taxa de crescimento, as condições de crescimento, o metabolismo, a coloração de Gram, a suscetibilidade à luminosidade, a análise dos lipídios, a distribuição de poliaminas, os ácidos nucleicos, os hibridizantes, o G + C conteúdo do DNA e o 16 SrRNA seqüencial (BOONE e WHITMAN, 1988). De acordo com estes critérios foram determinadas 5 ordens, com 10 famílias e 26 gêneros, sendo que 74 espécies ainda não foram definidas (BOONE, WHITMAN e ROUVIÈRE, 1993):

- ordem *Methanobacteriales* compreende duas famílias. Família *Methanobacteriaceae* tendo 4 gêneros distintos morfológicos *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter* e *Methanosphaera*, contendo 18 espécies. Que utilizam o H_2/CO_2 , 2-propanol e metanol para produzir CH_4 . Família *Methanothermaceae*, com o gênero *Methanothermus* e duas espécies, extremamente termófilos hidrogenotróficos (SOWERS, 1995);
- a Ordem *Methanococcales* é constituída pelas Famílias *Methanococcaceae* e *Methanocaldococcaceae* e 4 gêneros. Muitas destas espécies são capazes de utilizar ambos elétrons doadores de H_2 para formar CH_4 (SOWERS, 1995);

- ordem *Methanomicrobiales* compreende três famílias e 9 gêneros de hidrogenotróficos metanogênicos. Família *Methanomicrobiaceae*. Família *Methanocorpusculaceae* consiste de três gêneros utilizando H_2/CO_2 como forma de substrato. Família *Methanospirillaceae* a mais nova família utiliza diferentes doadores de elétrons para formar CH_4 e CO_2 (SOWERS, 1995);
- ordem *Methanosarcinales*. Apresenta duas famílias, uma *totalmente acetotrófica e ou metanogênica metilotrófica*. Família *Methanosarcinacea* contendo seis gêneros, que utiliza H_2/CO_2 , acetato ou compostos de metil como substrato. Família *Methanosaetaceae* inclui um gênero acetotróficos metanogênicos (BOONE, WHITMAN e ROUVIÈRE, 1993);
- ordem *Methanopyrales* são metanogênicos hipertermófilos, são microrganismos que podem crescer em temperaturas extremas, que compreende apenas uma família *Methanopyraceae*, e uma espécie *Methanopyrus kandler* (BOONE WHITMAN e ROUVIÈRE, 1993).

O Quadro 2.1 apresenta os diferentes gêneros de arqueas metanogênicas.

QUADRO 2.1 - GÊNEROS DE ARQUEAS METANOGENICAS

ARQUEA METANOGENICA	ESPÉCIES	FORMA
<i>Methanobacterium</i>	19	Bastonetes longos
<i>Methanobrevibacter</i>	7	Bastonetes curtos
<i>Methanosphaera</i>	2	Coccus
<i>Methanothermus</i>	2	Bastonetes curtos
<i>Methanococcus</i>	11	Coccus irregulares
<i>Methanomicrobium</i>	2	Bastonetes curtos
<i>Methanogenium</i>	11	Coccus irregulares
<i>Methanospirillum</i>	1	Espirila
<i>Methanoplanus</i>	3	Plano
<i>Methanocorpusculum</i>	5	Coccus irregulares
<i>Methanoculleus</i>	6	Coccus irregulares
<i>Methanosarcina</i>	8	Coccus irregulares em grupos
<i>Methanlobus</i>	8	Coccus irregulares em grupos
<i>Methanohalobium</i>	1	Coccus irregulares
<i>Methanococcoides</i>	2	Coccus irregulares
<i>Methanotherix</i>	4	Bastonetes longos/ filamentos
<i>Methanopyrus</i>	1	Cadeia de bastonetes

FONTE: BOONE WHITMAN e ROUVIÈRE ., 1993.

Segundo GARCIA, PATEL e OLLIVIER, (2000) os microrganismos metanogênicos podem ser separados em três categorias nutricionais:

- Hidrogenotróficos (38 espécies), que oxidam H_2 e reduzem CO_2 para formar o CH_4 , alguns realizam apenas a oxidação para formar CH_4 ;
- Metilotrófico (20 espécies), utilizam metil composto do metanol, metilaminas ou dimetilsulfeto para produção de CH_4 . O H_2 é usado como doador de elétrons. Somente 13 espécies são obrigatoriamente metilotrófico;
- Acetoclástico ou Acetotrófico Metanogênico (9 espécies) utilizando o acetato para a produção de CH_4 , somente 2 espécies são obrigatoriamente acetotrófico.

O Quadro 2.2 apresenta alguns compostos nutricionais que auxiliam na formação de CH_4 .

QUADRO 2.2 - COMPOSTOS NUTRICIONAIS PARA PRODUÇÃO DE METANO

$CO_2 + H_2$	Dióxido de Carbono + gás hidrogênio
$HCOO^-$	Formiato
$CO + H_2$	monóxido de carbono + gás hidrogênio
CH_3OH	Metanol
CH_3NH^{3+}	aminas metiladas
$(CH_3)_2NH^{2+}$	Dimetilsulfeto
$(CH_3)_3NH^+$	Trimetilamina
CH_3SH	Metilmercaptanas
$(CH_3)_2S$	Dimetilsulfeto
CH_3COO^-	Acetate

FONTE: BOONE WHITMAN e ROUVIÈRE et al., 1993.

As bactérias metanogênicas apresentam metabolismo quimiorganotrófico ou autotrófico. Apesar de requererem condições fastidiosas para o crescimento e anaerobiose obrigatória, esses organismos são amplamente distribuídos na natureza, sendo encontrados em diversos ambientes associados à decomposição de matéria orgânica e/ou atividades geoquímicas. As arqueas metanogênicas atuam no passo final de consórcios microbianos presentes em sedimentos aquáticos, pântanos, gêiseres, interior de árvores e sistemas de tratamento de resíduos, como biodigestores anaeróbios e aterros sanitários. Sob o ponto de vista ecológico, o metabolismo

metanogênico é dependente da presença de outros microorganismos, cuja atividade no meio anaeróbio gera os precursores para a metanogênese (VAZOLLER, 1995).

A grande maioria dos métodos para o monitoramento de bactérias metanogênicas em reatores anaeróbios são indiretos, tais como a avaliação dos níveis de ATP e de lipídeos de membranas celulares, atividade metanogênica específica, meios seletivos de crescimento, presença de coenzimas específicas e métodos imunológicos.

Como técnicas diretas para detecção da presença de metanogênicas podem ser utilizadas a microscopia eletrônica e as técnicas de biologia molecular como PCR (reação em cadeia da polimerase) e a hibridização (SORENSEN, 1996).

Os reatores anaeróbios, assim como ecossistemas naturais, apresentam grande diversidade de organismos, muitos dos quais ainda não foram isolados (MACARIO et al., 1991). De acordo com WARD e WELLER (1990), poucos microorganismos possuem morfologia suficientemente diferenciada para serem reconhecidos em microscópio e técnicas dependentes de meios de cultura são inadequadas para estudos da composição microbiana. Especulações apontam que aproximadamente 80% dos microorganismos presentes na natureza permanecem não identificados. O desenvolvimento de metodologias com o emprego da biologia molecular, isoladamente ou em conjunto com técnicas clássicas, apresentam-se promissoras para estudos de populações microbianas complexas.

2.9. FLUIDIZAÇÃO

A princípio a fluidização foi desenvolvida por WINKLER, em 1920, para ser utilizada na gaseificação do carvão, sendo observada a possibilidade da realização da desnitrificação (CUI et al., 2004).

O termo fluidização foi criado nos USA, na década de 40, a denominação serviu para descrever o processo hidrodinâmico do contato entre gás e sólidos (EPSTEIN, 2004).

O estado fluidizado pode ser determinado a partir da constante movimentação, ou mudança de posição, de qualquer partícula, do leito em relação às outras partículas,

ou quando o leito inicia sua expansão para vazões de líquido crescentes. No estado fluidizado, as partículas trocam continuamente de posição umas em relação às outras, em todo o leito (KNESEBECK, 2003).

Para GOMIDE (1983) o contato entre sólidos e fluidos pode ser realizado em operações ou técnicas denominadas leito fixo, leito móvel e leito fluidizado.

No leito fixo, o sólido aparece com dimensões de 5 a 10cm ou com partículas com diâmetros menores do que 2mm. As desvantagens observadas nesta técnica são relacionadas à dificuldade de escoamento uniforme, a problemas mecânicos envolvidos na renovação dos sólidos, que necessitam ser freqüentemente repostos por haver perda de material, a entupimentos freqüentes, à transferência de calor e massa. As principais vantagens apresentadas são referentes ao elevado tempo de retenção celular, o que permite a diminuição do tempo de retenção hidráulico (SCOTT e HANCHER, 1976).

O leito móvel, por sua vez, apresenta sólidos relativamente maiores que se movem como areia na ampulheta, esta técnica é relativamente melhor do que a do leito fixo, mas apresenta problemas referentes ao manuseio e ao desgaste do sólido e do equipamento, além de não melhorar as características de transferência de calor e massa (GOMIDE, 1983).

O leito fluidizado, comparado com as operações de leito fixo e móvel, é a mais moderna e aquela que representa uma das maiores conquistas no campo das operações unitárias, pois esta operação resolveu problemas do contato entre os sólidos e os fluidos. A técnica de leito fluidizado envolve a suspensão do sólido pela ascensão do fluido a uma velocidade suficientemente elevada para causar a flutuação e movimentação vigorosa das partículas. As transferências de calor e de massa são melhores neste tipo de operação do que nas anteriores. O uso do leito fluidizado previne o acúmulo de biomassa e permite facilidade de remoção e adição de material ativo (JERRIS, BEER e MUELLER, 1974, SCOTT E HANCHER, 1976; BARBARA, FLOOD e JERRIS, 1980; BOENING e LARSEN, 1982; MENDONÇA, 2004).

O reator de leito fluidizado é de concepção vertical, com fluxo ascendente de massa líquida, que promove a suspensão das partículas sólidas do leito, que servem de

suporte para os consórcios de microrganismos que realizam a decomposição da matéria orgânica presente no substrato afluente (JEWELL, 1978, AKUTSU, 1985, METCALF e EDDY, 2003).

Segundo JEWELL (1982), o reator de leito expandido representa níveis de expansão do leito, aumentando a altura do leito estático na ordem de 10 a 25%; para leitos fluidizados a expansão é da ordem de 80 a 100%.

O reator biológico de leito fluidizado é um sistema que pode ser altamente eficiente na degradação da matéria orgânica devido ao elevado contato entre os microrganismos e o resíduo (JERRIS e MC CARTY, 1965; KUGELMAN e MC CARTY, 1965; GASSER, OWENS e JERRIS, 1975; JERRIS e OWENS, 1975; BARBARA; FLOOD e JERRIS, 1980; BOENING e PFEFFER, 1984; CHUN et al., 1987; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; KEIN, 1988; SUIDAN, PFEFFER e NAKHLA, 1988), embora seja complicado mecanicamente (JERRIS e OWENS, 1975; SWITZWIMBAUM e GRADY, 1986). Nos últimos anos, tem crescido a implantação desses reatores nas estações de tratamento de efluentes de origem doméstica e industrial (HICKEY e OWNS, 1981; BOENING e LARSEN, 1982; BLUM, 1986; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988, KEIM et al, 1988; SUIDAN, PFEFFER e NAKHLA, 1988; HOSAKA et al., 2000; NICOLELLA et al, 2000 e BOSANDER e WESTLUND, 2000).

A Figura 2.4 apresenta a representação esquemática da modificação do leito fluidizado.

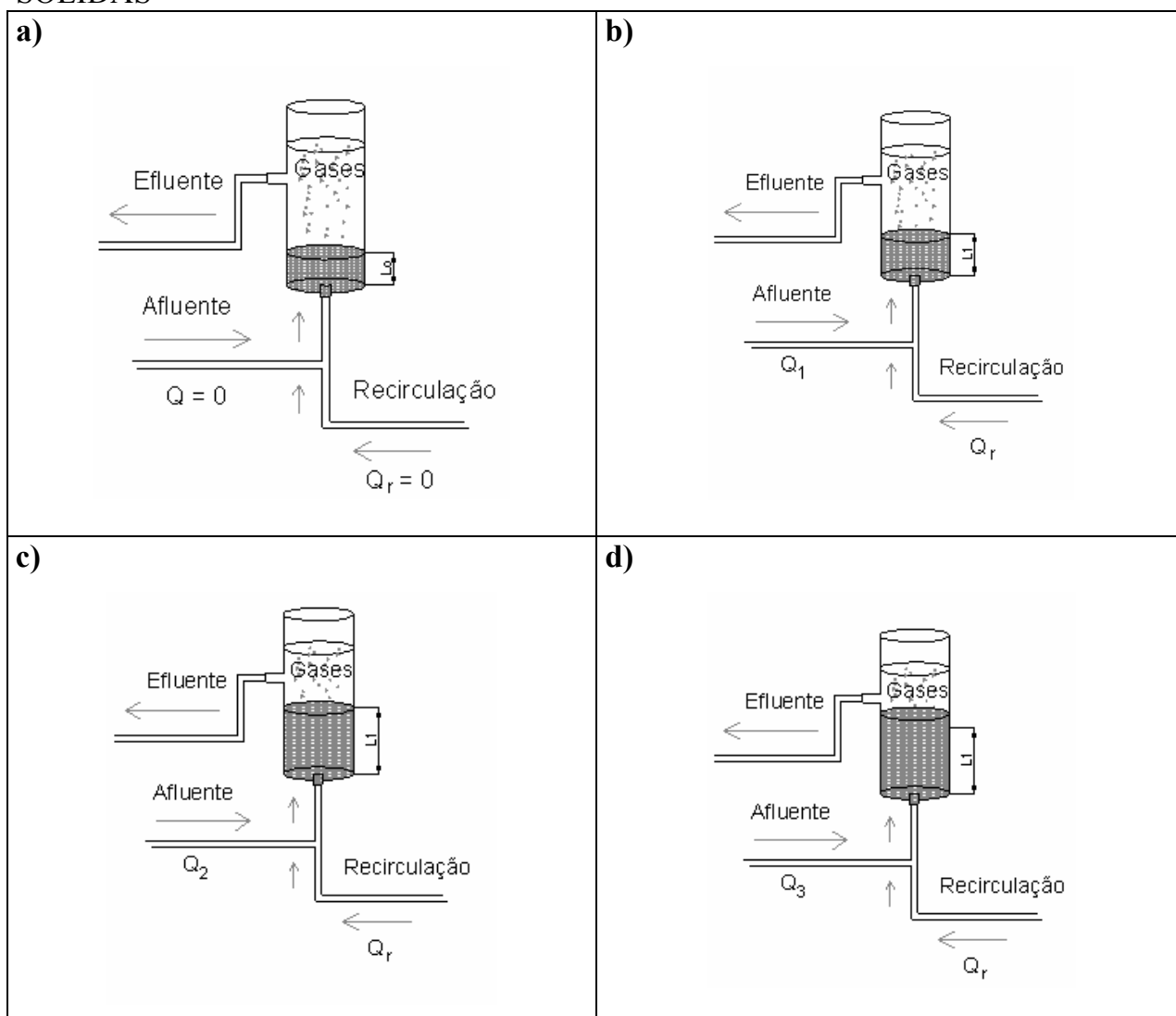
Na Figura 2.4a, observa-se que o leito encontra-se fixo, o reator não está em operação, tendo a velocidade ascensional nula e altura inicial L_0 . Com o início da alimentação, com baixa vazão, ocorre pequena movimentação inicial das partículas, mas sem ocorrer sua suspensão. A Figura 2.4b mostra que o aumento gradativo da vazão de alimentação (Q_1) provoca o aumento da velocidade ascensional, ocasionando a elevação na superfície do leito para a altura L_1 . A continuidade do aumento ascensional pode ser observada na Figura 2.4c, que resulta em aumentos sucessivos da espessura do leito. Contudo, pode ser alcançada determinada situação em que passa a

ocorrer o arraste de partículas da região de reação para a região de retenção de sólidos se a vazão total ($Q_2 + Q_r$) for aumentada significativamente.

Caso o aumento da vazão afluyente prossiga (Q_3), conforme a Figura 2.4d, a região de retenção de sólidos não será capaz de reter as partículas que ali se encontram, ocasionando o carregamento de biopartículas pelo efluente do reator.

O aumento gradativo de escoamento que proporciona a suspensão do leito ocorre até ser alcançada a condição em que forças de arraste e o empuxo se igualam ao peso das partículas. A partir desse equilíbrio de forças é iniciada a fluidização (CAMPOS, 1999).

FIGURA 2.4 - SEQÜÊNCIA DA FLUIDIZAÇÃO DO LEITO DE PARTÍCULAS SÓLIDAS



FONTE: Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbico e Disposição Controlada no Solo (CAMPOS, 1999).

Ao atravessar o leito poroso em baixa velocidade, o fluido perde pressão, porém não movimenta as partículas. O aumento da perda de carga do fluido através do leito prossegue até que as partículas sólidas fiquem soltas uma das outras. Isto acontece quando a perda de pressão é suficiente para equilibrar o peso aparente das partículas, qualquer aumento na velocidade resulta na expansão do leito, com conseqüente movimento das partículas. Neste estado de transição, diz-se que o leito está no ponto de fluidização incipiente, e a correspondente velocidade superficial é denominada velocidade mínima de fluidização. Um aumento na velocidade do líquido resulta no acréscimo na expansão do leito, no movimento das partículas e uma distancia média maior entre elas (CAMPOS, 1999).

A magnitude da velocidade mínima de fluidização depende da densidade das partículas e de seu tamanho. Tal densidade deve ser maior do que a do líquido, para garantir que as partículas fluidizadas permaneçam no reator. Para que isso ocorra a vazão deve ser ajustada de forma a manter as partículas em movimento, mas mantida suficientemente baixa para evitar que sejam arrastadas com o efluente KUNII e LEVENSPIEL (1969).

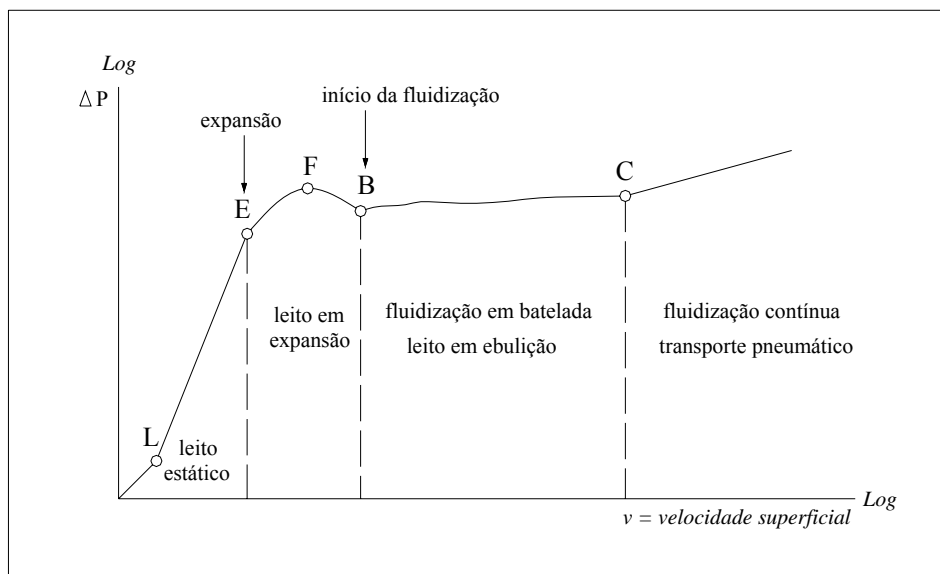
A movimentação das partículas suporte é de fundamental importância para o controle operacional, para a formação dos consórcios de microrganismos e para a eficiência do reator (BRAGA, 1989).

A fluidização do leito é controlada pela velocidade vertical do fluxo de entrada, obtida pela recirculação do resíduo líquido ou pela injeção de gás. No estado fluidizado as partículas não mantêm uma posição fixa no leito (BRAGA, 1989).

As características do leito fluidizado podem ser comparadas às da areia movediça, em que cada partícula é separada uma das outras pelo fluido. O sistema apresenta as características de um fluido e, como tal, cede sob a ação de qualquer esforço externo, permitindo a flutuação de corpos menos densos do que o leito, que causam até a formação de ondas na sua superfície (GOMIDE, 1983).

Na Figura 2.5 em escalas logarítmicas de perda de carga ΔP em função da velocidade superficial pode ser verificado as constatações observadas acima.

FIGURA 2.5 – PERDA DE CARGA DURANTE A FLUIDIZAÇÃO



FONTE: HOWARD (1989).

Até o ponto L o coeficiente angular da curva é praticamente 1,0, indicando escoamento laminar do fluido através do leito estático. De L até E o coeficiente angular é mais ou menos (1,8), sendo uma região de leito fixo ou estático, considerado geralmente regime laminar, podendo-se aplicar a equação de ERGUN.

No ponto E o leito ainda está estático, mas a perda de carga do fluido é suficiente para equilibrar o peso do sólido, sendo o peso da carga equivalente ao peso dos sólidos, neste ponto o leito expande rapidamente, observando-se a fluidez, havendo o rearranjo das partículas que mudam de posição continuamente.

No trecho EF o leito torna-se instável e em F, que é denominado de ponto de fluidização as partículas ficam soltas, apesar de ainda estarem próximas uma das outras.

No trecho FB ocorre movimento desordenado das partículas com freqüente choque, devido o aumento da porosidade.

O início da fluidização ocorre no ponto B, havendo a movimentação desordenada das partículas no interior do leito, originando muita turbulência, mas sem ocorrer o arraste das partículas.

A partir do ponto C a turbulência e a perda de carga aumentam, conseqüentemente ocorre o arraste das partículas, iniciando a fluidização contínua

também conhecido por fluidização em fase diluída. Entre os pontos B e C a vazão pode aumentar na proporção de 1 para 60.

2.9.1 Vantagens e Desvantagens da Fluidização

Em todos os processos de tratamento de águas residuárias existem vantagens e desvantagens, as quais podem representar fatores determinantes para a utilização do sistema. No leito fluidizado podem ser salientados alguns fatores que contribuem para a sua efetividade.

a) Vantagens da fluidização:

- previne o acúmulo de biomassa e permite a facilidade de remoção e adição de material ativo (JERRIS e MC CARTY, 1965; JERRIS, BEER e MUELLER, 1974; BARBARA, FLOOD e JERRIS, 1980; BOENING e LARSEN, 1982; ROSICH e CATERS, 1986, BRAGA, 1989);
- melhora o contato da biomassa com o substrato JERRIS e MC CARTY, 1965; JERRIS, BEER e MUELLER, 1974; BARBARA, FLOOD e JERRIS, 1980; BOENING e LARSEN, 1982; ROSICH e CATERS, 1986, BRAGA, 1989);
- melhora a eficiência da remoção de matéria orgânica JERRIS e MC CARTY, 1965; KUGELMAN e MC CARTY, 1965; GASSER, OWENS e JERRIS, 1975; JERRIS e OWENS, 1975; BARBARA; FLOOD e JERRIS, 1980; BOENING e PFEFFER, 1984; CHUN et al., 1987; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; KEIN, 1988; SUIDAN, PFEFFER e NAKHLA, 1988)
- utiliza pouca quantidade de meio suporte, em função da grande área de superfície específica do leito (BARBARA, FLOOD e JERRIS, 1980; BOENING e LARSEN, 1982);
- diminui a produção de lodo (BARBARA, FLOOD e JERRIS, 1980; BOENING e LARSEN, 1982);
- evita problemas de colmatação (CAMPOS, 1999).
- a velocidade de fluidização permite o controle e a otimização da espessura do biofilme (GOMIDE, 1983);

- o volume de suporte sólido em relação ao volume útil do reator é variado. Resultados dos estudos de BOENIG e LARSEN (1982), SCHRAA e JEWELL (1983) e CAMPOS (1999). determinam que a relação deve ser equivalente a 20%. ENCINA e HIDALGO (2004) definiram a proporção de 30%; BOENIG e LARSEN (1982), 40% e para GUERRERO, ALKALAY e ARAVENA, 2000; WEILAND e BUTTGENBACH (1988) sugerem que a proporção de material sólido em relação ao volume útil do reator deve ser superior a 50%;
- a utilização de partículas pequenas de 0,3 mm como meio suporte proporciona grande área de superfície específica para a areia, está em torno de $3.000\text{m}^2/\text{m}^3$, o que favorece a transferência de calor e massa (JERRIS e OWNS, 1975; SCOTT e HANCHER, 1976; SWITZEMBAUM e JEWELL, 1980; BOENING e LARSEN, 1982; BULL, STERRITT e LESTER, 1983; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; RYHINER, PETROZZI e DUNN, 1988);
- o custo da implantação é reduzido em função da pequena área necessária e dos volumes menores, em relação aos de outros reatores, para tratar a mesma vazão de água residuárias (CAMPOS, 1999);

b) Desvantagens da fluidização

Apesar das vantagens que oferecem, os reatores com leitos de sólidos fluidizados apresentam algumas desvantagens:

- consumo de energia elétrica, para produzir a fluidização do leito é maior quando comparado a de reatores anaeróbios mais simples, (DROSTE, 1997);
- a dificuldade em manter a vazão necessária para que ocorra a fluidização da biopartícula no interior do reator (GOMIDE, 1983 e BRAGA, 1989);
- a fina camada biológica formada sobre o suporte, que pode ser carregada com o efluente do reator, se a vazão para a fluidização não for estritamente controlada (SHIEH, 1980);
- o atrito severo entre as partículas ocasiona o desgaste do material suporte, sendo necessária a reposição (GOMIDE, 1983);
- erosão do equipamento devido ao freqüente impacto dos sólidos (GOMIDE, 1983)

- o pequeno número de reatores operando em escala real, podem servir de base para novos projetos (CAMPOS, 1999);

2.9.2 Propriedades dos Leitos Fluidizados

Para que haja um bom desempenho da fluidização no sistema é necessário que algumas características do leito sejam avaliadas destacando-se:

a) Porosidade

É a relação entre o volume do fluido no leito e o volume total, (Equação 2.8)

$$\epsilon = \frac{V_{\text{fluido}}}{V_{\text{fluido}} + V_{\text{sólido}}} \quad (2.8)$$

A porosidade mínima (ϵ_m) depende da forma e tamanho das partículas (granulometria) e, geralmente, diminui com o aumento do diâmetro das partículas. A porosidade do sólido maciço é zero. À medida que o leito expande, a porosidade aumenta. Quando o arraste das partículas sólidas for total a porosidade torna-se igual a 1 (GOMIDE, 1983).

b) Velocidade de fluidização

A velocidade de fluidização pode ser obtida através de vários modelos matemáticos. A velocidade no início da fluidização é denominada velocidade crítica (v_c). Quando a porosidade do leito torna-se 1, ocorre o arraste das partículas para fora do sistema, determinando o término da fluidização em batelada e o início da fluidização contínua. A velocidade do fluido nesta situação é a velocidade de transporte.

A velocidade superficial v do fluido no meio é calculada dividindo-se a vazão volumétrica do fluido, Q (m^3/h), pela área da seção transversal do leito, S (m^2) (Equação 2.9)

$$v = \frac{Q}{S} \quad (2.9)$$

c) Densidade do leito fluidizado

É a relação entre a massa total do sólido mais o fluido e o volume total do leito. Na fluidização particulada, onde o material apresenta partículas soltas, a densidade é constante, à medida que a velocidade do fluido aumenta a densidade diminui (LEWIS, GILLILAND e BAUER, 1949).

Na fluidização agregativa, onde o material biológico apresenta-se agregado ao material sólido, o leito é formado de duas fases, a densa contínua e a leve descontínua. Com o aumento da velocidade a densidade permanece praticamente constante (WILHELM e KWAUK, 1948), (Equação 2.10).

$$\rho_0 = \varepsilon \rho_{\text{fluido}} + (1 - \varepsilon) \cdot \rho_{\text{sólido}} \quad (2.10)$$

d) Altura do leito

A altura do leito, também denominada profundidade, é a distância vertical L entre a placa porosa ou tela através da qual é alimentado o fluido e a superfície superior do leito. À medida que a velocidade do fluido vai aumentando, a porosidade aumenta, o mesmo acontece com a altura do leito (GOMIDE, 1983).

e) Perda de carga

Quando a fluidização é iniciada, a perda de carga é suficiente para suspender os sólidos do leito.

À medida que o leito fluidiza, sua altura aumenta, mas a perda de carga permanece praticamente igual ao peso aparente do sólido por unidade de área do leito (WILHELM e KWAUK, 1948; LEVA et al., 1948). Entretanto, LEWIS, GILLILAND e BAUER, (1949) verificaram que a perda de carga, determinada experimentalmente, pode ser até 20% maior do que o peso do leito.

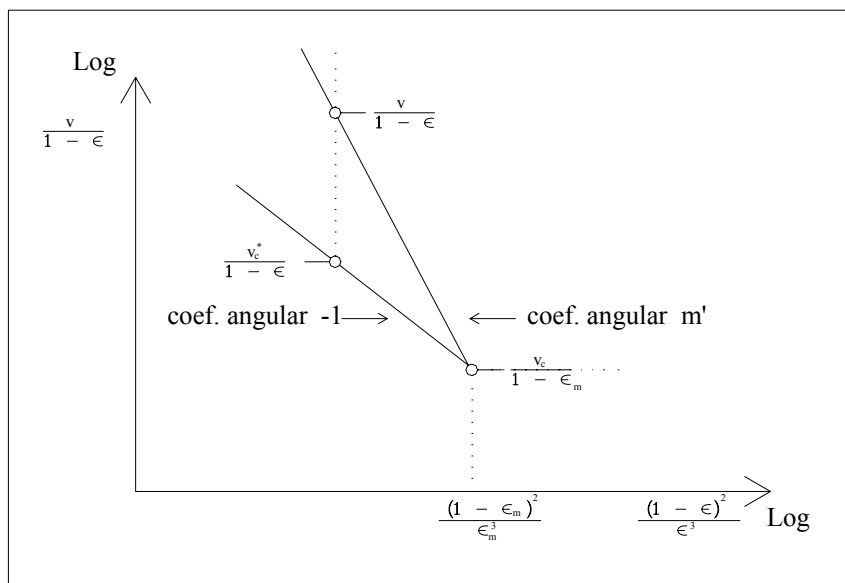
As propriedades apresentadas anteriormente interferem na eficiência da fluidização, portanto precisam ser devidamente determinadas para que não prejudiquem a operação do sistema.

f) Eficiência de Fluidização

A eficiência da fluidização depende de vários fatores entre eles: material suporte, velocidades, porosidade do material, quantidade de biofilme, altura do leito.

Observando a Figura 2.6 observa-se que o ponto de encontro entre as retas de coeficiente angular m' e coeficiente angular -1 , corresponde às condições de início de fluidização. Cada valor de porosidade corresponde um valor de velocidade. O afastamento entre as retas pode ser considerado como a medida da fluidização.

FIGURA 2.6 – EFICIÊNCIA DE FLUIDIZAÇÃO



FONTE: HOWARD (1989)

Leva (1959), definiu a eficiência de fluidização, η , como sendo a relação entre a energia fornecida ao leito fluidizado para provocar a expansão e a energia transferida ao leito.

A eficiência de fluidização pode ser calculada através da equação 2.11 e 2.12.

Retirando os valores de velocidade tem-se:

$$\eta = \frac{-W - (-W_c^*)}{-W} = \frac{v - v_c^*}{v} = 1 - \frac{v_c^*}{v} \quad (2.11)$$

$$\eta = \left[\frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \right]^{-(1+m')} \quad (2.12)$$

2.10. REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

Existem muitas alternativas para tratar os efluentes domésticos e industriais empregando os processos biológicos ou físico-químicos, contudo, atualmente as estações de tratamento estão sendo concebidas utilizando os processos biológicos, anaeróbios, aeróbios e anóxicos.(MENDONÇA, 2002).

O reator de leito fluidizado aplicado ao tratamento de águas residuárias foi desenvolvido nos anos 70, visando aumentar a retenção da biomassa e eliminar os problemas de colmatção ocasionados pelo acúmulo de materiais sólidos nos interstícios do material suporte utilizado em reatores de leito fixo(GELPERIN e EINSTEIN, 1971; JERIS, BEER e MUELLER, 1974; GASSER, OWNS e JERRIS, 1975; SCOTT e HANCHER, 1976; KARUBE, 1977; HANCHER, TAYLOR e NAPIER, 1978; HSU, 1978).

No seminário realizado em Manchester, Inglaterra em 1981, o reator de leito fluidizado foi considerado como o desenvolvimento mais significativo para tratamento de águas residuárias dos últimos 50 anos referindo-se àquela época, observando que ainda não havia reator deste tipo em escala real. (CAMPOS, 1999).

Os reatores biológicos de leito fluidizado são considerados uma das mais recentes inovações tecnológicas no tratamento de águas residuárias, dos chamados reatores não convencionais (ATKINSON e DAVIES 1972, ATKINSON e RAHMAN, 1979; KOLOT, 1981; ATKINSON, CUMMINGHAM e PINCHES, 1984; SWITZENBAUM, 1985; ANDREWS, 1986; BRYERS, 1987; SCOTT, 1987; MULCAHY, 1986, CHUN et. al, 1987; SPEECE, 1996; DROSTE, 1997; CAMPOS, 1999 e MENDONÇA, 2004).

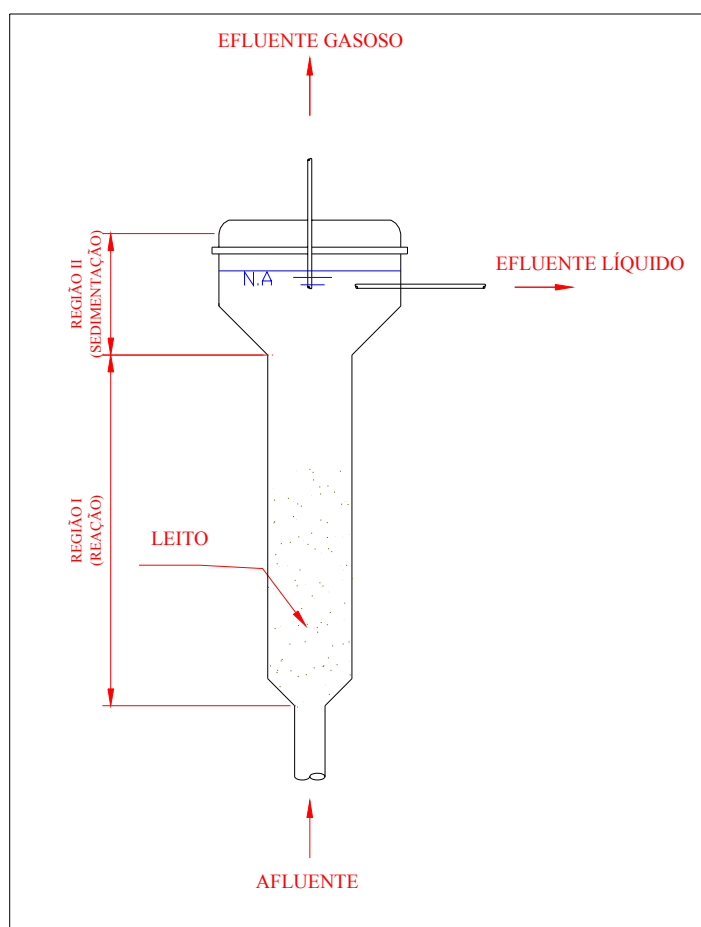
Quanto à eficiência do reator a imobilização de microrganismos sobre o suporte promove a retenção de alta concentração de biomassa promovendo a redução do tempo de retenção hidráulica e do tamanho do reator, sendo determinado que para materiais suportes de diâmetros médios de 0,30mm, densidade média de 2,65 mg/ml e temperatura de 20°C alcançou concentração de biomassa acima de 30.000 mg/L, com velocidade superficial de até 40 m³/m² hr (SHIEH, SUTOON e KOS 1981 e CHUN et al., 1987).

Segundo HENZE et al. (1997) no reator anaeróbio de leito fluidizado existem duas regiões distintas:

Região I – denominada de região de reação, onde ocorre a degradação da matéria orgânica, a formação do biofilme e a produção de biogás.

Região II – chamada de região de sedimentação, responsável pela separação das biopartículas e decantação dos efluentes, podendo ser observado na Figura 2.7.

FIGURA 2.7 – CONFIGURAÇÃO DO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO



FONTE: adaptado de SCHWARZ et al (1997).

No reator biológico de leito fluidizado, os meios para a fixação e crescimento bacteriano são mantidos em estado fluidizado pelas forças de arrasto exercidas pelo fluxo ascendente do efluente. Os materiais suportes usados são pequenas partículas de areia, carvão ativado, etc. Sob o estado fluidizado, cada meio fornece uma grande área de superfície para a formação e o crescimento do biofilme. Isto permite a ocorrência

de um contato elevado da biomassa do reator com o efluente a ser tratado, promove a eficiência e a estabilidade do sistema. Fornecendo assim uma oportunidade para as taxas de cargas orgânicas elevadas e uma grande resistência aos inibidores. A tecnologia de leito fluidizado é mais eficaz do que a tecnologia de filtro anaeróbio porque favorece o transporte de células microbianas do fundo à superfície do reator e aumenta assim o contato entre os microorganismos e o substrato (PEREZ et. al., 1998). Estes reatores têm diversas vantagens sobre os de filtro anaeróbio tais como a eliminação do leito entupido, uma baixa perda hidráulica principal, combinada com a melhor circulação hidráulica (COLLIVINGNARELLI et. al., 1991) e uma maior área de superfície por unidade de volume do reator. Finalmente, o custo de capital é mais baixo devido aos volumes reduzidos do reator. Entretanto, o reciclo do efluente pode ser necessário para conseguir a expansão do leito como no caso do reator de leito expandido. No projeto de leito expandido, os microorganismos são unidos a um meio inerte de sustentação tal como a areia, o cascalho ou plásticos como no reator de leito fluidizado. Entretanto, o diâmetro das partículas é ligeiramente maior quando comparado àquele usado em leitos fluidizados. O princípio usado para a expansão é também similar àquele para o leito fluidizado, isto é, por uma elevada velocidade de fluxo ascendente e reciclo.

O reator biológico de leito fluidizado (RBLF) é um sistema que pode ser altamente eficiente (KUGELMAN e MCCARTY, 1965; JERIS, BEER, e MUELLER, 1974; GASSER, OWENS, e JERRIS, 1975; BARBARA, FLOOD e JERRIS, 1980; SHIEH, SUTOON, KOS, 1981; BOENING e LARSEN, 1982; CHUN et. al., 1987; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; KEIM, et. al., 1988), embora seja complicado mecanicamente (JERIS e OWENS, 1975; SWITZEMBAUM e GRADY, 1986), encontra aplicação em diversas áreas de tratamento das águas residuárias. Este reator foi satisfatoriamente empregado no tratamento de águas residuárias industriais (HICKEY e OWENS, 1981; BOENING e LARSEN, 1982; BULL, STERRITT, e LESTER, 1983; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; KEIM, et. al., 1988; SUIDAN, PFEFFER e NAKHLA, 1988), matadouros (CHUN, et. al., 1987) desnitrificação (JERIS, BEER e MUELLER, 1974; JERIS e OWENS, 1975; GASSER

OWENS e JERRIS , 1975; HANCHER, TAYLOR e NAPIER, 1978; WALKER, 1981); HARADA, ANDO e MOMONOI, 1987) por processo anaeróbio (SWITZEMBAUM e JEWELL, 1980; HICKEY e OWENS, 1981; BOENING e LARSEN, 1982; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; KEIM, et. al., 1988; WANG et. al, 1986), assim como aeróbio (DEOK, et. al., 1988; RYHINER, PETROZZI e DUNN, 1988).

As configurações do RBLF podem ser mais compatíveis com as necessidades dos processos modernos e serão bem enquadradas nos processos integrados, nos quais os passos forem mutuamente interativos (BRAGA, 1989).

2.10.1 Aspectos Construtivos

a) *Materiais*

Os reatores Anaeróbios de Leito Fluidificados são construídos utilizando diversos materiais, podendo ser: concreto, fibra de vidro reforçada, chapa metálica, PVC, acrílico ou outro material resistente. O Quadro 2.3 compara os tipos de materiais utilizados na construção do reator verificando que existem vantagens e desvantagens em todos os tipos de materiais utilizados, sendo que alguns destes materiais são mais indicados para escala piloto e outros para dimensões industriais.

QUADRO 2. 3. – MATERIAIS UTILIZADOS NA CONSTRUÇÃO DOS REATORES

Material	Vantagens	Desvantagens
Fibra de vidro, PVC e acrílico.	- maior resistência a compostos agressivos	-limite de dimensões
	- Estrutura mais leve	- Custo elevado
Chapa metálica	- Pode ser fabricado para dimensões maiores que os de fibra de vidro, PVC ou acrílico.	- Precisa de revestimento interno, para proteção contra os agentes agressivos.
	- custo de fabricação menor que os de fibra de vidro, PVC ou acrílico que as de fibra de vidro, PVC ou acrílico.	- A estrutura apresenta peso mais elevado que os de fibra de vidro, PVC ou acrílico.
Concreto	- Não tem limitação quanto às dimensões.	- Precisa de revestimento interno, para proteção contra os agentes agressivos.
	- Apresenta custo de fabricação menor que os anteriores.	- A estrutura apresenta peso elevado.

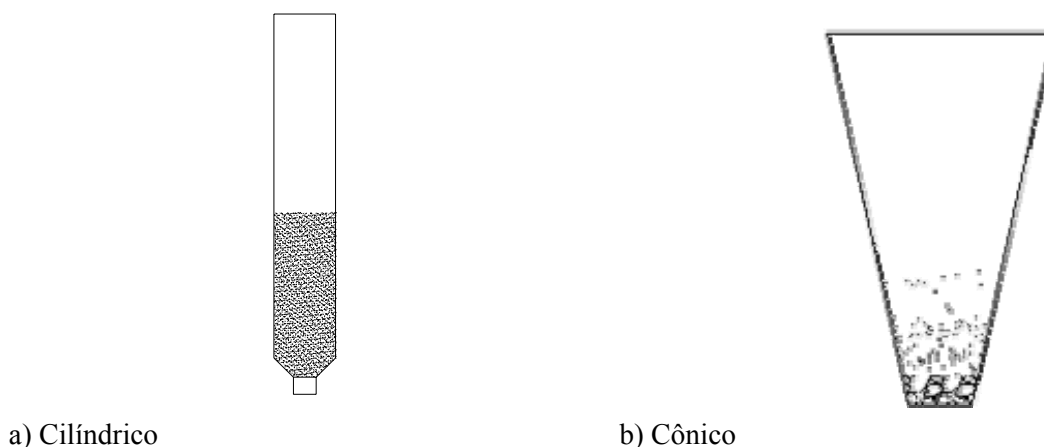
FONTE: CAMPOS, 1999.

A combinação de materiais possibilita maior segurança estrutural, redução de custo. Como é o caso da combinação da fibra de vidro e concreto.

2.10.2 Características de Construção

Os Reatores anaeróbios de leito fluidizado podem ser construídos, fundamentalmente, em duas conformações geométricas, cilíndricos ou em coluna, Figura 2.8a, conforme estudado por JERIS, BEER e MUELLER (1974), GASSER, OWENS e JERRIS (1975) JERIS e OWENS (1975), SWITZEMBAUM e JEWELL (1980), BORJA et al, (2000), PEREIRA et al., (2000) e YE, CHEN e FENG (2003), e o cônico, Figura 2.8b estudado por SCOTT e HANCHER (1976), HSU (1978), BOENING e LARSEN (1982), SCHRAA e JEWELL (1983), BRAGA (1989), esta forma geométrica dificilmente é encontrada nos dias atuais.

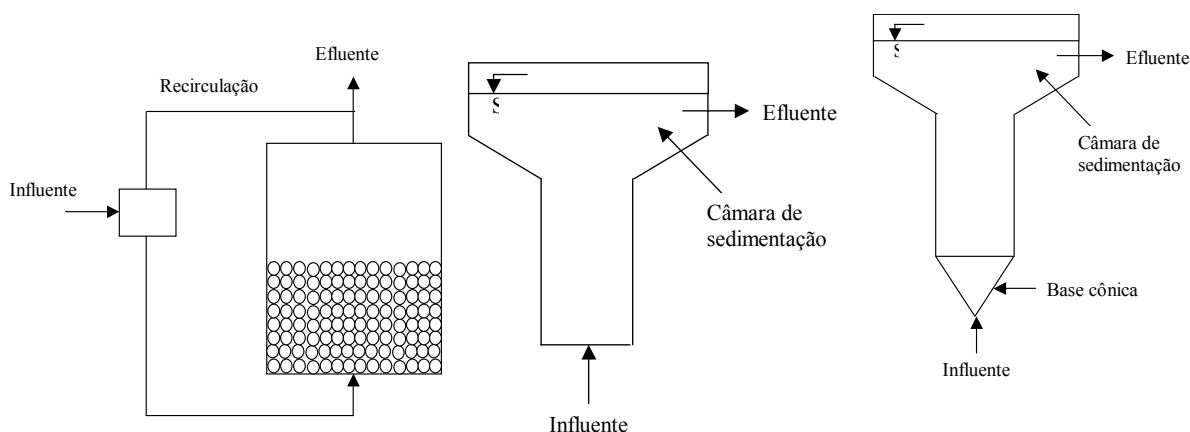
FIGURA 2.8 – GEOMETRIA DO REATOR



O reator em coluna tem sido muito utilizado e estudos cinéticos foram desenvolvidos para esta conformação geométrica (LEVA, 1959; HSU, 1978; SHIEH, 1980; STATHIS, 1980; SHIEH, SUTOON e KOS, 1981; ANDREWS, 1982) Figura 2.9a. No entanto, algumas modificações foram adaptadas às concepções originais de projeto, para melhorar o seu desempenho, entre estas a inclusão de uma seção expandida no topo, conforme Figura 2.9b, que funciona como uma câmara de sedimentação de sólidos (BOENING e LARSEN, 1982; HARADA, ANDO e MOMONOI, 1987; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988); outros ainda demonstrados pela Figura 2.9c, tornaram cônica a base para facilitar a distribuição do fluxo (HANCHER, TAYLOR e NAPIER, 1978).

Os reatores em coluna podem apresentar problemas funcionais, como empacotamento do leito de partículas sólidas, bem como a formação de canais preferenciais no interior do leito, o que prejudica a fluidização, reportados por LEVA (1959), HSU (1978) e BOENING e LARSEN (1982).

FIGURA 2.9 – CONFIGURAÇÃO GEOMÉTRICA DO REATOR



a) concepção tradicional

b) secção expandida

c) base cônica

O reator cônico diferencia-se do reator em coluna pela sua própria configuração que se assemelha a um tronco de cone invertido, conforme Figura 2.10, ao invés de apresentar uma secção transversal constante, como a de uma coluna. Desta maneira, ocorre uma expansão gradual do leito a partir da região de entrada, na base relativamente pequena do reator, até o diâmetro maior (BRAGA, 1989). Se a secção transversal de entrada for suficientemente pequena e a expansão gradual, com ângulo de aproximadamente 60° (KEIM, 1988), o fluxo pode tornar-se estável ao longo do reator.

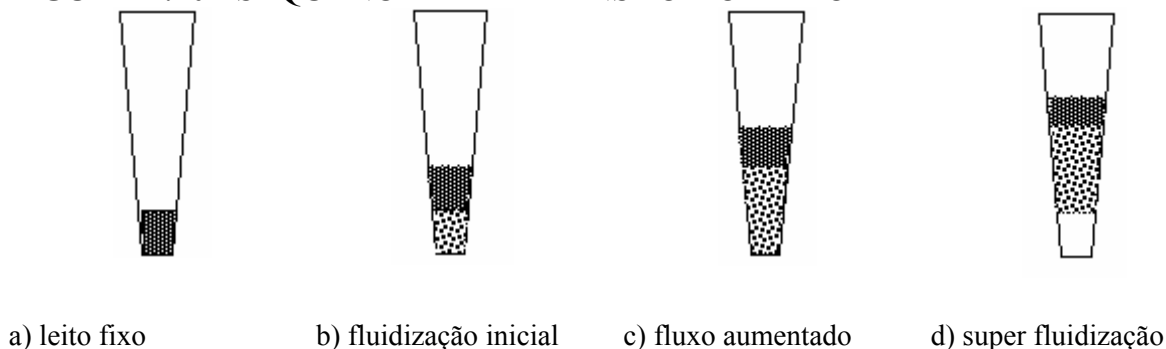
No reator cônico a velocidade superficial é reduzida devido ao aumento da secção transversal, pois promove um incremento na faixa de velocidade de fluidização e reduz instabilidades como o “empacotamento” do leito e a “canalização” (BRAGA, 1989).

A secção transversal cônica permite uma ampla faixa de vazões sem perda de material sólido do leito, desde que a velocidade do fluido diminua com a altura do reator. Tipicamente, quando a vazão aumenta, o leito progride de um “estado fixo”

para uma fluidização “incipiente” até a expansão do leito (BRAGA, 1989). Esta expansão ocorre pela ação da velocidade de entrada do líquido (resíduo a ser tratado), denominada, velocidade mínima de fluidização (LEVA, 1959).

A seqüência da expansão do leito pode ser vista esquematicamente na Figura 2.10 (SCOTT e HANCHER, 1976).

FIGURA 2.10 - SEQÜÊNCIA DE EXPANSÃO DO LEITO



Entretanto, se for aplicada uma alta vazão de entrada, ao invés de um leito fluidizado com área de secção transversal constante, o leito expandirá para regiões com maior secção transversal e, em vazões de entrada muito altas, a porção inferior do reator poderá ficar relativamente livre de fluidização. Isto pode ocorrer quando a velocidade do líquido influente exceder grandemente a velocidade de sedimentação das partículas do suporte sólido, naquele ponto (BRAGA, 1989).

Portanto, a expansão gradual da coluna de suporte sólido resulta da introdução estável do líquido, sem turbilhonamento, nem canalização.

2.12. MATERIAL SUPORTE

Para MARIN et al. (1998) a seleção do material suporte representa um aspecto importante, a ser determinado nos projetos de reatores de leito fluidizado. Além dos testes experimentais e de ensaios de fluidização, a seleção do suporte e os custos pertinentes deverão ser objeto da caracterização física e química desta escolha.

Entre as partículas pesquisadas como suporte para os reatores de leito fluidizado, podem ser citados a areia (ATKINSON e COOPER, 1981; BRAGA, 1989; HAMADA, 1992 e TERÁN, 1995), o carvão antracitoso (HOSAKA et al., 1991), a quitina (TAVARES, 1992), carvão ativado granular (SUTTON e MISHRA, 1994;

COSTA, 1994; PEREIRA e CAMPOS, 1999), materiais poliméricos (BERGAMASCO, 1996), terra diatomácea (ANDRADE NETO, PEREIRA e MELO, 2000), *biolite* (HOLST, TRUC e PUJOL, 1997), tijolos cortados (ANDRADE NETO, PEREIRA e MELO, 2000), conduítes cortados (ANDRADE NETO, PEREIRA e MELO, 2000), materiais cerâmicos (ANDRADE NETO, PEREIRA e MELO, 2000), milho moído e *sepolite* (SORLINI, et al., 1988), entre outros.

As principais finalidades dos materiais utilizados são permitir o acúmulo de grande quantidade de biomassa, com conseqüente aumento do tempo de retenção celular; melhorar o contato entre os constituintes do afluente e dos sólidos biológicos contidos no reator, atuar como uma barreira física evitando que os sólidos biológicos sejam arrastados para fora do sistema, e ajudar a promover a uniformização do escoamento no reator. (ANDRADE NETO, PEREIRA e MELO, 2000).

As principais características físicas a serem avaliadas na escolha do suporte são o tamanho, a forma, a densidade, a área superficial, a resistência, a durabilidade e a rugosidade (WIEILAND e ROZZI, 1991; SPEECE, 1996).

O tamanho das partículas exerce influência na área superficial disponível para a formação do biofilme e, também, nas características de expansão do leito (KUNII LEVENSPIEL, 1969; FAN, 1989). Quanto maior for o diâmetro da partícula, menor será a sua superfície específica, maior será a velocidade ascensional, para obter a expansão desejada e, conseqüentemente, maior será o consumo de energia elétrica (MARIN et al., 1998). A faixa de tamanho de partícula empregada nos reatores de leito fluidizado situa-se entre 0,1 e 3,0 mm (BOENING e LARSEN, 1982, STRONACH et al., 1987; BRAGA, 1989; IZA, 1991, SHIEH, 1992; MANRESA et al. (2000); POLANCO et al. (2000); NICOLELLA et al., 2000). Entretanto as partículas de menores dimensões apesar de suas vantagens, proporcionam condições operacionais difíceis de serem controladas, devido à instabilidade do reator (MARIN et al., 1998).

Para MENDONÇA (2004), os fatores importantes para caracterizar o tamanho das partículas são o diâmetro médio equivalente (deq), o tamanho efetivo (TE), que corresponde a 10% do tamanho equivalente em peso do material que passa no

peneiramento e o coeficiente de desuniformidade (CD), obtido pela relação entre o tamanho equivalente a 60% em peso do material que passa no peneiramento (d_{60}), dividido pelo tamanho equivalente a 10% da mesma amostra que passa no peneiramento (d_{10}). Entretanto, para BOENING e PFEFFER (1984), a característica é o diâmetro médio geométrico, definido por $\bar{d}_g = \sqrt{d_1 \times d_2}$, onde d_g representa o diâmetro geométrico; d_1 , o diâmetro da peneira com menor malha na qual as partículas ficaram retidas e d_2 , o diâmetro da peneira com maior malha na qual as partículas ficaram retidas.

A forma das partículas influencia na velocidade de fluidização e na perda de carga, conforme relatado por ATKINSON e COOPER (1981), HE e PING (1994), SCHUWARZ et al. (1996) e DROSTE (1997). As partículas de forma esférica seriam as mais indicadas. Entretanto, sabe-se que as partículas, principalmente as naturais, têm forma irregular, portanto, para modelos matemáticos, utiliza-se o fator de esfericidade (ψ) para correção que é em torno de 0,75 (IZA, 1991), ou alternativamente, o diâmetro médio geométrico (BOENING e PFEFFER, 1984).

A densidade das partículas deve estar diretamente relacionada à hidrodinâmica do reator e ao consumo de energia do sistema (FAN, 1989). O crescimento do biofilme sobre o material suporte ocasiona dois efeitos sobre o comportamento hidrodinâmico do leito. Primeiramente, a velocidade ascensional para manter a fluidização do leito diminui, devido à formação e aumento da espessura do biofilme e diminui a densidade do suporte (STATHIS, 1980; TSEZOS e BENEDEK, 1979; DIEZ BLANCO, ENCINA e POLANCO, 1995) e, em segundo lugar, a ocorrência da estratificação do leito, ocasionada pelo crescimento não uniforme dos microrganismos (HUANG e WU, 1996).

À medida que se tem o aumento da espessura ou acúmulo do biofilme, as biopartículas passam a ser fluidizadas em maior magnitude, devido à diminuição da densidade do meio suporte. As biopartículas com biofilme mais espesso movem-se para a parte superior do reator, enquanto aquelas com espessura de biofilme menor, que ficam na parte inferior, ocasionam a estratificação do leito (CAMPOS, 1989; ANDREWS e TRAPASSO, 1995 e MENDONÇA, 2004).

Segundo AKUTSU (1985) e YEE, HSU e SHIEH (1991), algumas características influenciam o bom resultado de fixação do biofilme sobre o material suporte, entre eles podem ser citadas as superfícies porosas ou rugosas, que conduzem melhor o desenvolvimento das colônias; a pequena dimensão dos grãos, que proporciona grande superfície específica para a fixação dos microrganismos. Partículas pequenas, irregulares e ásperas são as mais recomendadas. Mas as irregularidades das partículas podem causar erros nos cálculos que envolvem a geometria das partículas (SWITZENBAUM e JEWELL, 1980, IZA, 1991). Além destas características, segundo CAMPOS (1999), a facilidade de obtenção, o custo de aquisição e a ausência de toxicidade, também devem ser considerados.

A utilização de material suporte com características adequadas torna possível o aumento do tempo de permanência da biomassa ativa no reator e do contato entre o microrganismo e o líquido a ser degradado (SWITZENBAUM e JEWELL, 1980).

O Quadro 2.4 apresenta um resumo das características dos materiais utilizados como suporte sólido em reatores de leito fluidizado.

QUADRO 2. 4. – MATERIAIS SUPORTE UTILIZADOS EM REATORES DE LEITO FLUIDIZADOS

Material suporte	Diâmetro do suporte (mm)	Reator (L)	Eficiência de remoção de DQO	Referência
Terra		2,36	87%	Agdäg e Sponza (2004)
Microsuporte	0,425	0,59	90%	Yee; Hsu e Shieh (1991)
Areia	0,610	0,59	50%	Yee; Hsu e Shieh (1991)
CAG		0,65	99%	Shieh, e Mulcahy (1986)
Terra diatomácea	0,3 – 0,6	2	70%	Jewell (1982)
CAG		1,23	90,8%	Ye; Chen; Feng (2003)
CAG	1	1,16	84,5%	Ye; Chen; Feng (2003)
Rocha de lava	0,67	0,43	98,5%	Cui, et. al (2004)
Disco de PVC		345,57	67,6%	Souza, et al (2004)
Saponite	0,4 – 0,8	1,2	98,3%	Borja et al. (2000)
		1	80%	
PUR	1-4	70	85%	Weiland e Büttgenbach (1988)
Al ₂ O	0,5		80%	Switzenbaun e Jewell (1980)
Conduíte cortado			62%	Andrade Neto, Pereira e Melo (2000)
Tijolo cerâmico			54%	

2.13 PARTIDA

A partida é definida pelo tempo que o biofilme requer para alcançar a estabilização do inóculo no interior do reator (CAMILLERI, 1988; SEYFRIED, 1990 e YEE, 1990; HSU, YEN e SHIEH, 1992).

O tempo de partida em um reator anaeróbio de leito fluidizado é geralmente longo e de difícil estabilização sendo, em média, de 3 a 5 meses. O longo tempo necessário para a partida do reator pode resultar em acúmulo de biofilme sobre o suporte, reduzindo o valor do pH, aumentando a concentração de acidez volátil e reduzindo a remoção de DQO. Um procedimento utilizado para diminuir o tempo de retenção hidráulico e aumentar eficiência da remoção da DQO é aumentar a carga orgânica. Também pode ser utilizado lodo granulado previamente adaptado ao tipo de resíduo líquido que se deseja utilizar, podendo, assim, diminuir o tempo de partida a semanas ou dias. A quantidade de resíduo a ser degradado deve ser abaixo de 50% da sua capacidade máxima, durante as primeiras semanas no período de partida (DIAZ-BAEZ, 1988; GASPAR, 2003).

A seleção de inóculo apropriado é essencial para uma boa partida. Os parâmetros que indicam o progresso da partida são o pH e a baixa concentração de ácidos voláteis. (DIAZ-BAEZ, 1988).

Os processos de estabilização e de remoção da matéria orgânica eficiente dependem dos métodos utilizados na partida do reator. O aumento contínuo das cargas orgânicas aplicadas em um curto intervalo de tempo resulta em partida mais curta e de alta capacidade (WEILAND e BÜTTGENBACH, 1988).

A aclimação do inóculo é capaz de acelerar a partida do biofilme no reator, entretanto, a aceleração do tempo de partida através do aumento da taxa de aplicação, que estimula a aderência dos microrganismos no suporte, pode ser uma boa estratégia, porém a aderência ocorre apenas superficialmente. Segundo YEE, HSU e SHIEH (1992), com a utilização de carga máxima do reator e controle do pH, a redução do tempo de partida e a estabilização do sistema pode ocorrer em 140 dias após a partida.

Para PEREIRA et al. (1997), a partida do reator ocorre mais rapidamente em partículas de carvão ativado do que em poliamida e PBT, ou seja, a utilização de partículas mais porosas resulta em diminuição do tempo de partida do reator.

A fase de partida ocorre até o estabelecimento do equilíbrio dinâmico aparente no reator. O tempo de partida pode ser determinado através do monitoramento da eficiência da remoção da matéria orgânica, indicado pela repetição de, no mínimo, duas semanas, de valores aproximados de remoção da DQO e da estabilização da concentração dos ácidos voláteis (CAMPOS, 1999).

2.14 COMPARAÇÃO COM OUTROS SISTEMAS

Segundo BRAGA (1989), os reatores que possuem filme fixo podem apresentar alta eficiência, em função da diminuição do tempo de retenção hidráulico, que pode chegar a 24 h, o que proporciona maior economia e graus de estabilidade do efluente e do lodo, que não podem ser obtidos em sistemas com crescimento suspenso.

Ao partir das informações apresentadas no Quadro 2.5 pode-se observar que os reatores que apresentam biofilme, com biomassa aderida e controlada, toleram altas cargas hidráulicas, porém podem apresentar problemas na partida devido à dificuldade de adaptação dos microrganismos ao resíduo a ser tratado, à toxicidade ou às cargas orgânicas.

Os reatores em que não ocorre a formação de biofilme, são adequados para tratar despejos com sólidos em suspensão tolerando alta concentração de cargas orgânicas e apresentando menores problemas em relação à partida, entretanto não são adequados para sistemas que apresentam cargas hidráulicas altas.

QUADRO 2.5 – COMPARAÇÃO COM OUTROS MÉTODOS DE TRATAMENTO ANAERÓBIO

	Leito Fixo	Leito Móvel	Leito Expandido	Leito Fluidizado	Processo com recirculação do lodo	Processo com recirculação de Flocos	Manta de Lodo
Importância da Estrutura do Biofilme	±	±	+	+	±	-	±
Importância da Biomassa não aderida	±	±	-	-	±	+	+
Controle da espessura do Biofilme ao Reator	-	±	±	+	-	-	-
Necessidade de Recirculação	-	-	+	+	+	+	-
Necessidade de Mistura	-	-	-	-	+	+	±
Necessidade de Equipamento de Separação	-	-	-	-	+	+	+
Possibilidade de Separação de Fases	±*	±*	+	+	+	+	±*
Adequação a Despejos com Sólidos em Suspensão	±	±	-	-	+	+	±
Problemas de Formação de Escuma	-	-	+	+	±	±	+
Problemas com Formação de Bolhas	±	-	±	±	-	-	±
Contato Elevado Microrganismos Despejos	-	±	+	+	+	+	±
Tolerância a Sobrecargas Hidráulicas	+	+	+	+	±	±	±
Tolerância a Sobrecargas Orgânicas	+	+	±	±	+	+	±
Adequação a Elevadas Concentrações de Substâncias Tóxicas Biodegradáveis	±*	±*	±	±	±	+	±*
Suscetibilidade a Doses de Choque de Substâncias Tóxicas	-	-	+	+	+	+	+
Problemas na Partida do Reator	±	±	+	+	±	±	+
Facilidade de Nova Partida	+	+	±	±	+	+	+

+ = SIM ± = PARCIAL - = NÃO/NENHUM * = NECESSIDADE DE MISTURA E RECIRCULAÇÃO

FONTE: HENZE, HARREMOES e ARVIN, 1990

O Quadro 2.6 apresenta comparações entre reatores do tipo UASB, filtros anaeróbios de fluxo ascendente e descendente, leito expandido e leito fluidizado.

QUADRO 2.6 – ASPECTOS COMPARATIVOS DOS PRINCIPAIS TIPOS DE REATORES ANAERÓBIOS

ASPECTOS ANALISADOS	UASB	FILTRO ANAEROBIO FLUXO ASCENDENTE	FILTRO ANAEROBIO FLUXO DESCENDENTE	REATOR DE LEITO EXPANDIDO	REATOR DE LEITO FLUIDIZADO
Partida: Primeira	4-16 semanas	>3-4 semanas	>3-4 semanas	>3-4 semanas	≈3-4 semanas
Partida: Segunda	0-2 dias	0-2 dias	Alguns dias (?)	Alguns dias (?)	Incerto
Desempenho quanto à Eficiência na Remoção de Sólidos Suspensos	Satisfatório a baixas e médias taxas de carregamento	Razoável a baixa concentração de SS e quando não entupido	Muito ruim	ruim	Muito ruim
Risco de Curto Circuito	Poucos, a menos que haja problemas no sistema de distribuição	Altos quando a concentração de SS é alta e em filtros entupidos	pequenos	pequenos	Quase inexistentes
Necessidade de Recirculação	Geralmente não há necessidade	Geralmente não há necessidade	pequena	moderada	Geralmente alta
Necessidade de Sistema de Alimentação Sofisticado	Para resíduos com baixa concentração e com mantas de lodo densas	Pode ser benéfico	não	necessário	Essencial
Necessidade de Equipamentos de Separação de Gás	Sim, essencial	Pode ser benéfico	não	Pode ser benéfico	benéfico
Necessidade de Material Suporte	Pode ser benéfico em alguns casos	Essencial	Essencial	Essencial	Essencial
Razão Altura/Área	Pode ser alta para leitos de lodo granulado	Moderada	moderada	Moderada (?)	Muito Alta

FONTE: LETTINGA et al. (1984)

Com base nas informações apresentadas nos Quadros 2.6 e 2.7 pode-se observar que os reatores de leito fluidizado são mais complexos do que os demais reatores quanto aos aspectos construtivos. Porém, quanto à operação, os reatores de

leito fluidizado são mais simples e fornecem elevada eficiência em relação à remoção da DQO, conforme apresentado no Quadro 2.7.

Observa-se pelo Quadro 2.7. que o reator anaeróbio de leito fluidizado, pode receber uma elevada taxa de carga orgânica, sendo de 1 a 30 kg DQO/m³d e apresenta elevada eficiência de remoção da DQO de 70 a 95%, sendo um sistema eficiente, quando comparado a outros sistemas.

QUADRO 2.7 – COMPARAÇÃO ENTRE O REATOR DE LEITO FLUIDIZADO E OUTROS SISTEMAS DE TRATAMENTO

Características	Filtro Biológico	Bio-Disco	UASB	Leito Fluidizado
Carga Orgânica (kgDQO/m ³ d)	0,4 a 10	4 a 5 ³	2,4 a 12	1 a 30
Relação F/M (d ⁻¹)	0,5 a 1	-	0,5 a 1	0,5 a 1
Tempo de Retenção Hidráulica (h)	20 a 96	0,7 a 2,9	3,5 a 15	2 a 24
Tempo de Retenção Celular (dia)	30 a 100	3 a 30	30 a 50	5 a 30
Sólidos Suspensos Voláteis (g/l)	10 a 30	5 a 15	20 a 70	10 a 90
Velocidade (m/h)	-	-	0,5 a 2	4 a 39
Eficiência Remoção de DQO (%)	40 a 90		33 a 80	40 a 90

FONTE: METCALF e EDDY (1991); BOGTE e BREURE (1993) e LENS et al. (1998)

2.15 RESULTADOS OBTIDOS POR DIVERSOS AUTORES

PEREIRA et al. (2000) utilizaram reator anaeróbio de leito fluidizado, em escala real, cilíndrico de 32,0 m³ de volume, com vazão de 10,0 m³/h de esgoto sanitário previamente tratado (gradeado e desarenado), tempo de detenção hidráulica médio de 3,2 h e taxa de recirculação de 0,85. O leito foi formado por 1500 kg de partículas de Carvão Ativado Granular (CAG), com diâmetro médio de 2,0 mm e massa específica de 1145,8 kg/m³ a velocidade ascensional de 10,5 m/h e a expansão do leito e a perda de carga unitária da ordem de 29,4% e 0,19 m/m respectivamente.

O reator obteve remoção de 81% de DQO_{total}; 71,5% de DQO de amostras filtradas; 56,7% de sólidos totais e 74,3% de sólidos suspensos totais.

MANRESA et al. (2000) trabalharam com dois reatores de leito fluidizados de bancada para o tratamento de vinhaça, resíduo final do processo de destilação do álcool da indústria açucareira, o qual apresenta alta concentração de sulfatos. Os reatores foram alimentados com 1,0 kg DQO/m³ d, em 120 dias de operação.

O primeiro reator apresentava 750 ml de volume com velocidade ascensional do líquido de 0,84 cm/s, velocidade mínima de fluidização de 0,13 cm/s e velocidade de sedimentação de 5,7 cm/s e o Tempo de Retenção Hidráulica (TRH) de 8 h. Utilizando como material suporte carvão ativado de casca de coco com as seguintes características: diâmetro de 0,5 a 0,8 mm, densidade 1600 kg/m³ e porosidade de 0,63.

A vinhaça tratada neste reator apresenta os seguintes parâmetros DQO = 79227 mg/L, NTK = 6024 mg/L S-SO₄ = 2935 mg/L e pH = 4,1. Neste sistema a concentração de carga orgânica de alimentação foi aumentada progressivamente e variando o TRH e mantendo constante a DQO. A eficiência de remoção encontrada foi: 75 a 78 % de DQO, 95% de sulfatos.

O segundo reator apresentava um volume efetivo de 1L, e operava com velocidade ascensional de 1,68 cm/s, velocidade mínima de fluidização de 0,31 cm/s e velocidade de sedimentação de 9,5 cm/s, com tempo de retenção hidráulico de 11h. Neste reator foi utilizado zeolita natural como material suporte, com diâmetro de partícula variando entre 0,5 mm e 0,8 mm, densidade de 2128 kg/m³ e porosidade de 0,58. O inóculo anaeróbico utilizado era procedente de um reator em escala de laboratório que tratava resíduos de suínos. Neste reator foram utilizados dois resíduos que apresentavam pH de 3,9 e 4,2, e concentrações de 56.170 mg/L e 83.000 mg/L, 556 mg/L e 1.333 mg/L, 3.450 mg/L e 3.686 mg/L, para a DQO, NTK e SO₄, respectivamente. O valor da concentração da DQO foi aumentado progressivamente, conseqüentemente, foi aumentada a carga orgânica e mantido constante o tempo de retenção hidráulico. As eficiências de remoção da DQO foram maiores do que 80%. Para ambos reatores a remoção de matéria orgânica foi superior a 70% e a produção de CH₄ foi de 2 L/d.

POLANCO et al. (2000) e colaboradores avaliaram a remoção simultânea de nitrogênio e sulfato utilizando reator anaeróbico de leito fluidizado no tratamento de vinhaça. O sistema foi operado por 250 dias utilizando três diferentes cargas orgânicas, o reator apresenta 1,5 L de volume e carvão ativado granular (CAG) com diâmetro de 0,42-0,85 mm com 30% de expansão. A temperatura foi mantida em 33±2°.

A primeira avaliação apresentava taxa de carga orgânica de 1,7 g DQO/L de o efluente contendo: 1.950 mg DQO/L de DQO e 1.025 mg N/L de NTK. A remoção do DQO foi de 93% e 55% do NTK e produzindo 81% do CH₄.

A segunda taxa de carga orgânica avaliada foi de 3,0 g DQO/L d apresentando o efluente com as seguintes características: DQO = 2.925 mg DQO/L e NTK = 1.140 mg N/L a remoção alcançada foi de: 89% de DQO e 50 % de NTK produzindo 65% de CH₄.

Na ultima taxa a carga orgânica avaliada foi de 5,3 g DQO/L d e o efluente de: DQO = 3.615 mg DQO/L e NTK = 1.613 mg N/L a remoção atingida foi de: DQO = 87% e NTK = 30% com 62 % de produção de CH₄.

Neste estudo pode-se avaliar que aumentando a carga orgânica de alimentação do reator de leito fluidizado a remoção de DQO e NTK diminuem e conseqüentemente a produção de CH₄ também decresce.

GUERRERO, ALKALAY e SUÁREZ (2000) realizaram estudos com relação à aderência microbiana em mini-reactores anaeróbios de leito fluidizado, utilizando areia, pedra vulcânica e argila, na forma granular, e conchas moídas, na forma laminar como materiais suporte. Neste estudo a temperatura foi mantida constante em 37°C, e o período do experimento foi de 50 dias. As características da areia para este experimento foram: densidade igual a 1,5 g/cm³, diâmetro da partícula de 0,21 mm a 0,43 mm, a quantidade de areia utilizada foi 10g. Foi observado que houve aumento gradativo da aderência dos microrganismos às partículas do material suporte, tendo sido alcançado um valor máximo de 37,7%, no 44º dia e 31,9%, no 50º dia. O segundo ensaio utilizou pedra vulcânica como material suporte com densidade igual a 0,5g/cm³ e diâmetro entre 0,21 mm e 0,43 mm. A quantidade utilizada foi 5g e a aderência observada no final do experimento foi de 39,4%. No terceiro experimento foi utilizado concha moída como material suporte, com densidade igual a 1,4 g/cm³ e, diâmetro entre 0,26 mm e 0,53mm. A quantidade utilizada foi 10 g. A aderência máxima alcançada foi de 23,7%, no 44º dia. Para o último ensaio foi utilizada argila como material suporte, com densidade igual a 1,2 g/cm³ e diâmetro entre 0,2 mm e 0,4mm. A quantidade utilizada foi 10g a aderência máxima alcançada foi de 25,8%, no 25º dia

de operação. Os resultados deste trabalho permitiram observar que o tipo de material suporte utilizado está relacionado a biodegradabilidade, sendo que o material suporte mais favorável à aderência microbiana foi à pedra vulcânica.

GUERRERO, ALKALAY e ARAVENA (2000) utilizaram o reator anaeróbio de leito fluidizado em escala de laboratório para o tratamento de águas residuárias de uma fábrica de chocolate para determinar quais seriam as características de um reator de escala industrial para o tratamento deste resíduo. O reator apresentava 9,0 cm de diâmetro de corpo e 23,0 cm de diâmetro na parte superior, altura de 115 cm e volume de 10 L, aproximadamente. O material suporte utilizado foi areia de praia com diâmetro entre 0,27mm e 0,42 mm. Os índices de degradação foram relativamente constantes e os valores de expansão foram de 5% a 15%. A condição ótima de operação foi para a carga orgânica de 17 kg DQO/m³.d. A eficiência da remoção da DQO foi de 90%. O reator em escala industrial, também utilizando areia como material suporte, operou com carga orgânica de 43 kg DQO/m³.d. A conformação geométrica do reator era cilíndrica com diâmetro igual a 1 m e 7 m de altura. A altura do leito fixo era de 4 m que, quando expandido, atingiu 4,5 m, o que equivale a 12.5% de expansão. Os resultados deste estudo permitiram aos autores observar que, para obtenção de boa remoção é necessário um bom sistema de distribuição do fluxo através de toda a altura do reator para que não ocorra a formação de canais preferenciais.

JEWELL e colaboradores (1982) utilizaram um reator de leito fluidizado para avaliar a capacidade de conversão da matéria orgânica solúvel em CH₄ sobre condições termofílicas, com a temperatura sendo mantida em (55 ± 0,4°C). O reator apresentava volume de 2,0 L, e era preenchido com 425 mL de material suporte, terra diatomácea, com diâmetro entre 300 a 600 µm. A expansão do leito foi de 10 a 20%, isto é, entre 750 a 1.100 mL e para o tempo de retenção hidráulico variando entre 4 e 5 horas e concentração de resíduo de 2,9 g DQO/L, a eficiência da remoção da DQO foi de 80%. Para o tempo de retenção hidráulico de 4,5 horas e concentração de resíduo de 8,8 g DQO/L, a eficiência da remoção da DQO foi de 73%. Aumentando a concentração do resíduo para 16 g DQO/L e diminuindo o tempo de retenção

hidráulico para 3 horas, a eficiência da remoção da DQO resultante foi de 48% e a produção de CH₄ foi de 32,22 g DQO/d, com a aderência de microorganismos observada em torno de 90%. Para a carga orgânica de 30 g DQO/L, a remoção da DQO foi de 70%. Neste estudo foi possível observar alta concentração de sólidos no reator, 60 g SV/L, com densidade do biofilme entre 100 e 300 g SV/L. Os resultados obtidos permitiu aos autores observar que a eficiência na remoção da carga orgânica depende da concentração do efluente e do tempo de retenção hidráulico. Portanto, quanto maior o tempo de retenção hidráulico, maior será a produção de CH₄.

SHIEH e MULCAHY (1986) avaliaram um reator anaeróbio de leito fluidizado para o tratamento de águas residuárias de matadouros, combinando processo químico, composto por coagulação e floculação e biológico. O reator anaeróbio de leito fluidizado era de conformação cilíndrica, com diâmetro de 2,6 cm e altura de 200 cm. Como material suporte foi utilizado carvão ativado granular com diâmetro de 0,6 mm. A temperatura média no interior do reator foi de $25 \pm 2^{\circ}\text{C}$. As características do resíduo foram: DBO₅, entre 399 mg/L e 1.037 mg/L, DQO entre 628 mg/L e 1.437 mg/L, gorduras entre 97 mg/L e 452 mg/L, NTK entre 44 mg/L e 126 mg/L, NH₃-N entre 25 mg/L e 105 mg/L, P_{total} entre 10 mg/L e 16 mg/L, SS entre 92 mg/L e 430 mg/L e pH entre 6,3 e 7,2. Para o tempo de retenção hidráulico de 8,8 a 30,8 min, e carga orgânica 2,0 kg/kg dia, as eficiências de remoção encontradas foram de 71% a 93% para a DBO₅, de 29% a 84% para gorduras e de 20 % a 73% para NH₃-N, para de. Os autores concluíram que a este sistema foi eficiente na degradação do efluente do matadouro.

YEE, HSU e SHIEH (1991) estudaram a eficiência de micro-partículas porosas e areia silicosa em quatro reatores, dois com micro-partículas porosas e dois com areia silicosa. Para uma carga orgânica de 6 g TOC/L dia, os reatores preenchidos com micropartículas alcançaram 99% de remoção de TOC, em 28 dias. Com o aumento da carga orgânica para 36 g TOC/L dia a produção de CH₄ foi de 15 L/dia, com aderência de 90% das células nas micropartículas, sendo observado que a maioria das bactérias aderidas e do gênero *Methanothrix*. Para os reatores que preenchidos com areia silicosa, a eficiência da remoção de TOC foi de 99%, em 40 dias, para a

carga orgânica de 12 g TOC/L dia e aderência de 80% das células na areia. Neste experimento foi observado que as células aderidas eram formadas por um consórcio de bactérias do gênero *Methanothrix* e *Methanosarcina*, em função da porosidade do suporte sólido.

WEILAND e BUTTGENBACH (1988), avaliaram três reatores anaeróbios de leito fluidizados, utilizando material suporte plástico e avaliando o início da partida. Para o experimento utilizou-se água residuária sintética, com 5.000 a 22.000 mg/L de DQO. Os reatores apresentavam um volume de 70 L e altura do líquido = 2,3 m e 37 L de material suporte sendo utilizado poliuretano de diâmetro das partículas entre 1 a 4 mm e densidade de 1,3 g/cm³. O reator mantém a temperatura de 35°C, alcançando a eficiência de 85% da remoção de DQO para carga de 12 g DQO/L dia. A velocidade ótima para estes reatores foi de aproximadamente 3mm/s. O estudo concluiu que a partida do reator interfere em sua eficiência de remoção de DQO, o início da partida é sensível a cargas e a correta utilização do início da partida garante melhor estabilidade.

SORLINI et al. (1988) testaram a eficiência do reator anaeróbio de leito fluidizado quanto aos materiais suporte. Neste estudo, os materiais suporte utilizados foram o milho, o *sepolite*, a areia silicosa e o ABS, com diferentes diâmetros. A conformação do reator era cilíndrica, com volume de 56,55 cm³ e temperatura de 35°C. Para o milho foram utilizados os diâmetros de 0,18; 0,45 e 0,75 mm, alcançando a melhor produção de CH₄ (6,1 %) para o diâmetro de 0,45 mm. Foi observado que houve decréscimo do pH de 7,0 para 5,5 para esta condição. Para o *sepolite*, com diâmetros de 6/15; 8/15; 30/60 e 60, foi alcançada a produção de CH₄ de até 80 %, para o diâmetro de 30/60, com pH estável de 7,0. Para a areia silicosa, com diâmetros de 0,4/0,7; 0,7/1,2, a produção de CH₄ alcançou 0,49%, para o diâmetro de 0,4/0,7 o pH manteve-se em 6,0. Estes resultados permitiram aos autores observar que para a areia silicosa e para o milho os resultados foram pouco satisfatórios em relação à produção de CH₄ e crescimento bacteriológico. Para o ABS foi observada inibição do crescimento bacteriológico, decréscimo tanto do pH quanto da produção de CH₄. Para o *sepolite* foi observada maior eficiência em relação à estabilização do pH e boa aderência dos microrganismos.

YE, CHEN e FENG (2003) estudaram a aderência dos microrganismos sobre o material suporte pré-aerado e sem a pré-aeração, por 10 dias antes da transferência para os reatores. Os resultados demonstraram que o material pré-aerado apresentou melhor eficiência na aderência dos microrganismos. Para este estudo foi utilizado esgoto sintético com concentração de DQO igual a 5.000 mg/L e carga orgânica inicial de 0,8 g DQO/L.d, aumentada para 3,0 g DQO/L.d após 5 dias. A conformação geométrica do reator era cilíndrica, com volume de 6,2 L. A temperatura do reator foi mantida em $28 \pm 1^{\circ}\text{C}$. Após 30 dias de operação ambos reatores foram alimentados com carga orgânica de 5,6 g DQO/L.d, O reator preenchido com material suporte pré-aerado removeu 90,8% da DQO e produziu, aproximadamente, 7,5 L/L.d de CH_4 . O reator preenchido com material suporte sem pré-aeração removeu 84,5% da DQO e produziu 6,2 L/L dia de CH_4 , alcançando a mesma eficiência do outro reator no 45º dia. O reator pré-aerado apresentou melhor eficiência nos primeiros 30 dias, após este período o reator começou a ser dominado por bactérias filamentosas, havendo decréscimo na remoção da DQO.

ENCINA e HIDALGO (2004) observaram microscopicamente a colonização do meio suporte em dois reatores cilíndricos, operados em paralelo, com volume de 2,83 L e preenchidos com 1,0 L de material suporte, tendo sido utilizado *biolite* com diâmetro de 300 μm e densidade de 1.250 g/L. A expansão foi mantida em 60% e a temperatura em 33°C . Através do estudo observou-se a colonização do meio suporte nas primeiras 24h. Inicialmente, as bactérias metanogênicas colonizaram as áreas porosas e a superfície do material suporte, com predominância de formas metanogênicas filamentosas, *Methanosaeta* (*Methanotrix*).

BORJA et al. (2000) estudaram a performance do reator anaeróbio de leito fluidizado na condição mesofílica de temperatura para tratar efluentes da produção de proteínas do extrato de farinha de girassol. Neste estudo foi utilizado um reator cilíndrico com 1,2 L, com a temperatura mantida em 35°C . O material suporte escolhido foi *saponite* (silicato de magnésio) com diâmetro entre 0,4 mm e 0,8 mm, com densidade de 0,55 g/mL. O inóculo utilizado neste processo foi retirado do sistema anaeróbio usado para o tratamento do efluente de uma destilaria de vinho. A

eficiência da remoção da DQO foi na faixa de 80% a 98,3%, para cargas orgânicas entre 0,6 g DQO/L.d a 9,3 g DQO/L.d e tempos de retenção hidráulico entre 1,1 e 20 horas. Para a concentração da DQO de 10,6 g/L e carga orgânica de 11 g DQO/L.d, o pH manteve-se em 7,0, e a produção de CH_4 foi de 0,33 L CH_4 /g de DQO consumido. A alcalinidade total observada, para a carga orgânica de 9,3 g DQO/L.d, foi em torno de 2.000 mg/L e 2.460 mg/L. Foi observado que o excesso de alcalinidade total não interferiu na produção de CH_4 e foi suficiente para manter o pH em 7,0. A acidez volátil observada foi em torno de 0,3 mg/L a 0,4 mg/L, para a carga orgânica de 9,3 g DQO/L dia e tempo de retenção hidráulico de 1,1 dia. A acidificação do meio foi observada, inicialmente, para o tempo de retenção hidráulico de 0,87 dia e carga orgânica de 12,1 g DQO/L.d.

BOENING e LARSEN (1982) trabalharam com dois reatores anaeróbios de leito fluidizado. O primeiro reator era cônico com 1 L de volume e o outro cilíndrico com volume de 0,5 L. No primeiro reator foram utilizadas partículas de carvão com 0,177 mm de diâmetro e densidade de 1,17 kg/L, que ocupavam um volume de 0,20 L, para uma expansão do leito entre 0,25 L e 0,45 L. No segundo reator foi utilizado areia como material suporte, com 0,2 mm de diâmetro e densidade de 2,57 kg/L. O volume ocupado pelas partículas foi de 0,2 L, que expandindo variou entre 0,4 L a 0,45 L. Para este experimento a temperatura do sistema variou entre 15 °C, 25 °C e 35°C. O efluente utilizado foi leite com concentração da DQO entre 2.000 mg/L e 7.000 mg/L. A eficiência de remoção observada foi acima de 90%, para a carga orgânica de 7,7 kg DQO/m³ e de 70%, para a carga orgânica de 19,5 kg DQO/m³ d, temperatura de 35°C e tempo de retenção hidráulico entre 0,1 e 0,39 dia. A produção de CH_4 em média durante todo o experimento foi de, aproximadamente, 0,4 m³ CH_4 /kg de DQO removido. Para a temperatura de 15°C a eficiência de remoção da DQO foi de 50%, para uma carga orgânica de 3,0 kg DQO/m³ d, com a produção de, aproximadamente, 0,16 m³ CH_4 /kg de DQO removido. Através deste experimento e da elaboração de modelos matemáticos os autores concluíram que a diminuição da temperatura proporciona o aumento da concentração de microrganismos e o aumento da carga orgânica diminui a eficiência da remoção.

A influência de materiais suportes com rugosidade foram estudados por FOX et al. (1990), durante a partida de reatores anaeróbios de leito fluidizado, operados com temperaturas de aproximadamente 35°C, tempo de retenção hidráulico de 12 h, utilizando acetato como substrato e diferentes materiais suportes como areia, com diâmetro variando entre 0,35 mm e 0,7 mm; carvão antracioso, com diâmetros de 0,7 mm e carvão ativado granular, com diâmetro de 0,7 mm. Estes autores observaram que a superfície rugosa foi importante para o desenvolvimento do biofilme, pois nos reatores preenchidos com areia e antracito, o biofilme se desenvolveu apenas nas fissuras, enquanto no carvão ativado granular o biofilme cobriu completamente a superfície, além deste material ter retido cerca de 3,75 a 10 vezes mais a biomassa, que os reatores preenchidos com antracito e areia, o que ocasionou então um período de partida mais rápido no reator com carvão ativado granular.

MENDONÇA, CAMPOS e PEREIRA (2000) e colaboradores realizaram ensaios de bancada com reatores anaeróbios (50 ml), para verificar a capacidade de imobilização microbiana das partículas de poliamida, politereftalato de butileno (PBT) e carvão ativado granular (CAG) de diâmetro 1,91; 1,87 e 2,09 mm respectivamente, sendo esgoto sanitário o efluente tratado. O acompanhamento da evolução dos biofilmes, foi realizado por microscopia eletrônica de varredura durante períodos de 1; 7; 14 e 21 d. A evolução da colonização dos microrganismos nas partículas de poliamida e PBT ocorreu de maneira isolada e sem agrupamentos durante 21 d, e no CAG esta aconteceu de maneira não homogênea, existindo regiões com grande aglomerado de bactérias e regiões com ausência de células. Nas condições experimentais desse trabalho, esses pesquisadores observaram que entre os três materiais estudados, o CAG foi o material que apresentou maior potencialidade em reter microrganismos anaeróbios com formação de agrupamentos na sua superfície, devido à estrutura porosa e rugosa da partícula, bem como, a habilidade do CAG em absorver substâncias orgânicas e inorgânicas.

CHENG (1997) e colaboradores avaliaram quais as conseqüências da variação da carga de amônia = 1,5 a 3,8 mgN – NH₄/L, concentração de amônia afluenta = 500 a 1.000 mgN – NH₄/L e velocidade ascensional de 61,1 a 76,5 m/h sobre a nitrificação

em reator de leito fluidizado com volume equivalente a 22 L, tratando esgoto sintético sob tempo de retenção hidráulico de 8,8 a 6,6 h utilizando CAG como material suporte para formação do biofilme.

Os resultados obtidos por CHENG (1997), mediante ao aumento das variáveis mencionadas foram, respectivamente: acúmulo de nitrito e flutuações de amônia efluente; intensificação abrupta da tensão de cisalhamento nas biopartículas com perda de biomassa aderida e o incremento imperceptível de biomassa somado ao acúmulo de nitrito. No entanto, segundo esses pesquisadores, apesar das variações perturbarem o equilíbrio dinâmico do reator esse apresentou bom potencial de recuperação, haja vista que as eficiências de conversão de amônia sempre foram superiores a 80%.

BOSANDER e WESTIUND (2000) utilizaram quatro reatores anaeróbios de leito fluidizado de 230 m³ para estudar a desnitrificação de esgoto sanitário para o tratamento de, aproximadamente, 6.000m³/h. Como material suporte foi utilizado areia com diâmetro de 0,5 mm e como fonte de carbono foi utilizado o metanol. A temperatura dos reatores foi mantida entre 10 e 20°C, a velocidade ascensional foi de 39 m/h e o tempo de retenção hidráulico foi de 10 min. Os resultados observados foram a redução de 90% da concentração de nitrato, o que resultou na concentração efluente de cerca de 1,9 mgN-/NO₃ L, consumo de 3,6 g CH₃OH/gNO₃ e produção celular em torno de 0,5 gSSV/gNO₃.

Conforme exposto no capítulo 2.14 observa-se a amplitude deste tema, sendo que o estudo pode ser específico nas seguintes sub-área: avaliação da eficiência do reator anaeróbio de leito fluidizado na remoção de DQO (PEREIRA, 2000); avaliação da remoção de nitrogênio e sulfato POLANCO et al. (2000), estudo relacionado à aderência microbiana no meio suporte, GUERRERO, ALKALAY e SUÁREZ (2000), a eficiência da produção de CH₄ relacionada ao meio suporte utilizado SORLINI et al. (1988), ENCINA e HIDALGO (2004) observaram microscopicamente a colonização do meio suporte.

2.16 INDÚSTRIA DE REFRIGERANTES

O refrigerante é uma bebida não fermentada e não alcoólica. Obtido pela dissolução de extratos vegetais em água potável, açúcar e gás carbônico, é uma excelente fonte de hidratação.

No século XVIII o interesse da população por água mineral natural era tão grande que fez com que os cientistas da época tentassem produzi-la artificialmente. A primeira experiência de sucesso foi em 1.772, quando o químico inglês Joseph Priestley injetou gás carbônico à água mineral natural. Começou, então, a ser produzida a Soda, a primeira bebida carbonatada, que as pessoas tomavam como se fosse fortificante, e não refrigerante (WHEATLEY, 1988).

As fábricas de refrigerante produzem efluentes em grandes quantidades na ordem de magnitude de milhares de metros cúbicos por dia (HARPER e BLAISDELL, 1971; WHEATLEY, 1988). Quantitativamente, a prática tem demonstrado que são gerados de 2 a 4 litros de efluentes líquido para cada litro de refrigerante processado. Sendo que em uma única fábrica de refrigerantes de grande porte são produzidos cerca de 1.000.000 L/dia. No Brasil existem cerca de 835 indústrias de refrigerantes, sendo a maioria de pequeno e médio portes. As de pequeno porte costumam descartar seus efluentes no solo, o que pode levar à contaminação do lençol freático (TEMPS, 2000).

O impacto ambiental gerado por estas fábricas pode ser bastante significativo, especialmente devido à descarga de fluxos muito grandes de efluentes com elevada concentração de matéria orgânica e de nutrientes (N, P) que podem resultar na eutrofização de corpos aquáticos receptores. Adicionalmente, o uso de compostos ácidos e alcalinos de limpeza pode causar elevada variação do pH (OMIL et al., 2003).

Para impedir estes impactos, em muitos países, as agências reguladoras ambientais impuseram limites para a descarga de nutrientes nos efluentes de águas residuárias. Assim, a busca de tratamentos com viabilidade técnico-econômica torna-se um desafio.

Os efluentes são gerados nas etapas de lavagem das salas da xaroparia, linhas de enchimento de latas e garrafas, pisos, descartes de produtos retornados do mercado e esgotos sanitários.

Os efluentes são ricos em açúcares, alguns corantes e outros componentes das bebidas. Os efluentes apresentam também partículas de carvão oriundas da xaroparia e óleos minerais oriundos de vazamentos das máquinas de processo e das oficinas de manutenção.

O pH dos efluentes depende do tipo de embalagem produzida pela indústria. No caso da utilização de soda cáustica para a lavagem de embalagens retornáveis, com o pH alcalino do efluente podendo atingir até 12, a concentração da DQO é, no máximo, igual a 1.000 mgO₂/L (PAWLOWSKY e BORIO, 1975). No caso da produção com embalagens descartáveis são gerados apenas os efluentes das bebidas diluídas, ou seja, com pH ácido, e a concentração da DQO pode ser de até 5.500 mgO₂/L. Para efluentes brutos, efluente industrial mais sanitário, das indústrias de refrigerantes os valores médios dos parâmetros são: DQO \approx 2.100 mg/L, Fósforo \approx 7 mg/L, Fosfato \approx 5 mg/L, Nitrogênio \approx 11 mg/L e pH \approx 7 (PAWLOWSKY e BORIO, 1975).

O processo mais usual de tratamento dos efluentes da fabricação de refrigerantes é constituído por três etapas:

- preliminar (remoção de areia, separação de água e óleo e peneiramento);
- primário (correção de pH);
- secundário (reator anaeróbio seguido de lodos ativados).

A proposta de utilizar um reator anaeróbio de leito fluidizado automatizado para tratar tais efluentes justifica-se pelo fato que neste sistema de tratamento não existe a necessidade de equipamento de aeração, o investimento energético é baixo e existe a produção de baixa quantidade de lodo excedente quando comparado ao processo aeróbio (GHALY e PYKE, 1991; CORDOBA et al., 1984). Além disso, a utilização de tecnologias anaeróbias para o tratamento de efluentes industriais de alta carga exige uma demanda de área relativamente baixa. Por isso, através da implantação de um sistema de tratamento em reator anaeróbio de leito fluidizado e, como consequência, a determinação da alta eficiência, de remoção da matéria orgânica.

O estudo em questão poderá representar uma importância bastante significativa para tratamento de resíduos industriais, contribuindo assim para o enquadramento dos efluentes industriais aos padrões de legislação ambiental brasileira em vigor, que estão cada vez mais rígidos.

OBJETIVOS

GERAL

Este trabalho teve como objetivo geral avaliar o desempenho de um reator anaeróbio de leito fluidizado para degradar a matéria orgânica proveniente das águas residuárias de uma indústria de refrigerantes.

ESPECÍFICOS

Para atingir o objetivo geral desta pesquisa, os seguintes objetivos específicos foram estabelecidos:

- i – construir o sistema de tratamento, qual foi concebido para operar em processo anaeróbio, em reator biológico de leito fluidizado;
- ii – adaptar o inóculo à água residuária da indústria de refrigerantes;
- iii – avaliar os parâmetros físico-químicos temperatura, pH, alcalinidade total, acidez volátil, DQO, COT, N, P e conjunto de sólidos;
- iv - avaliar a produção de biogás;
- v - avaliar o desempenho do emprego do reator anaeróbio de leito fluidizado no tratamento de efluentes líquidos.

3 MATERIAL E MÉTODOS

Neste capítulo serão descritos os materiais e os métodos utilizados, assim como os procedimentos adotados para o acompanhamento e a avaliação do reator anaeróbio de leito fluidizado para o tratamento de efluentes líquidos da fabricação de refrigerantes.

Esta pesquisa envolveu as seguintes etapas:

- adaptação do inóculo em reatores anaeróbio estático de bancada;
- dimensionamento do reator, em função das informações coletadas por meio da revisão da literatura;
- operação do sistema, construído em escala semi-piloto, para o tratamento de efluentes da fabricação de refrigerantes;
- análise dos dados obtidos durante a operação, tanto para o reator estático de bancada como para o reator de leito fluidizado, com tomadas de decisão para o melhoramento de ambos sistemas;
- avaliação do desempenho do reator anaeróbio de leito fluidizado para a remoção da DQO, de COT e produção de biogás;
- avaliação e controle das condições operacionais do reator através da relação alcalinidade total/acidez volátil, pH e temperatura do sistema;
- avaliação da atividade metanogênica no reator de leito fluidizado.

3.1 CONCEPÇÃO DO SISTEMA

3.1.1. Localização da Unidade

O reator anaeróbio de leito fluidizado, utilizado neste estudo, foi instalado no laboratório de Engenharia Ambiental Professor Francisco Borsari Netto – LABEAM, do Departamento de Hidráulica e Saneamento, da Universidade Federal do Paraná, no Campus Centro Politécnico.

3.1.2. Descrição do Funcionamento do Sistema

O processo de funcionamento do reator será semelhante ao desenvolvido por BRAGA (1989), com algumas alterações na concepção do sistema, e as especificações

são apresentadas na Figura 3.1. A Figura 3.2 apresenta a visualização do reator após a instalação.

O reator opera com fluxo ascendente de líquido com vazão suficiente para favorecer a fluidização das partículas de suporte sólido. Este fluxo é obtido por meio da diferença de altura entre o reservatório estabilizador (1) e o reator (11). O líquido desce do reservatório estabilizador (1), por gravidade, passando por um trocador de calor (3), de serpentina, no qual a temperatura é estabilizada sendo, em seguida, injetado pela parte inferior do reator (11), com vazão controlada para fornecer a velocidade mínima de fluidização.

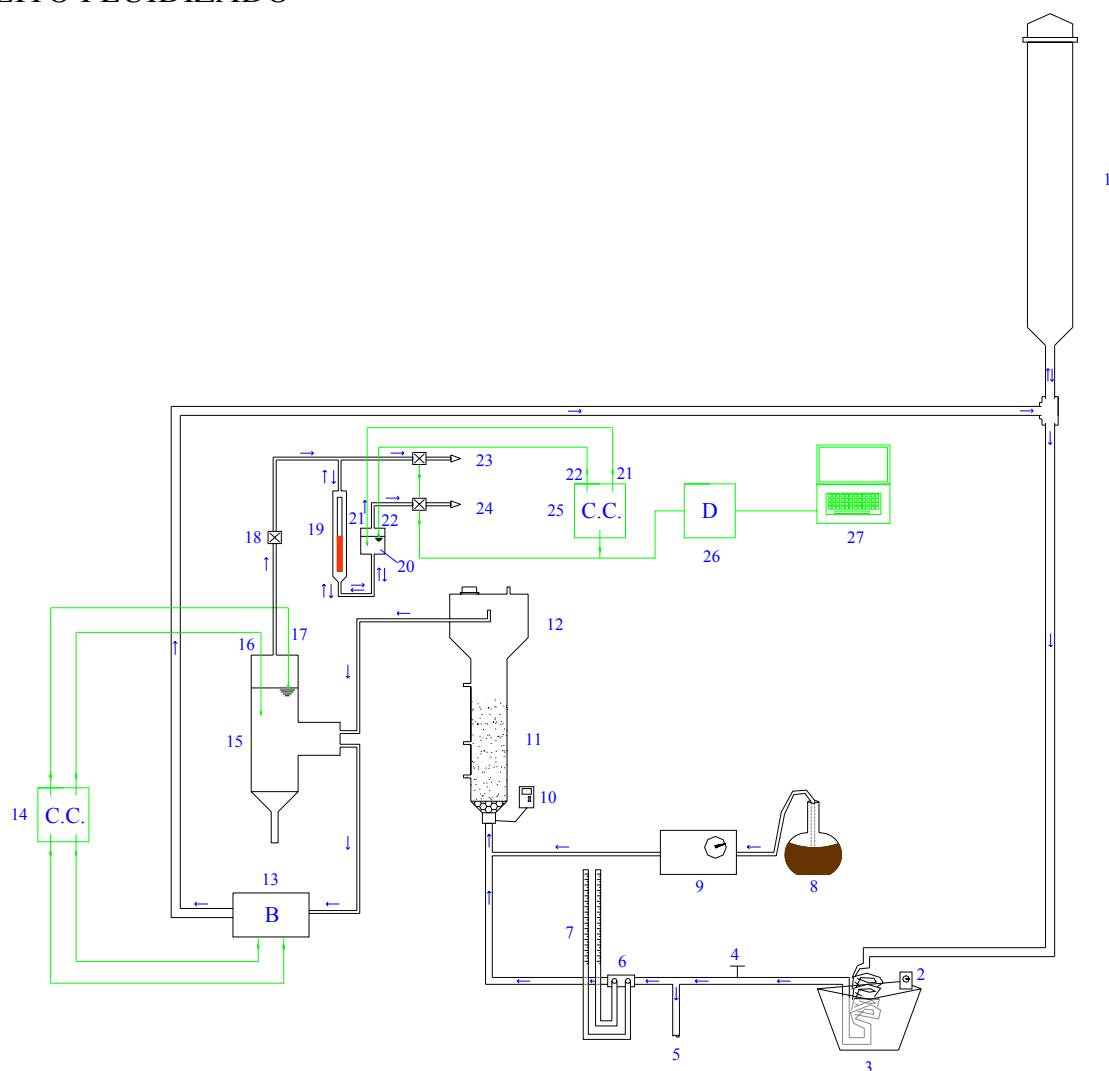
O efluente do reator passa para o decantador de sólidos (15), sendo, em seguida, bombeado intermitentemente, através de bomba centrífuga (13) Marca KSB, modelo Hydrobloc P500, com potência nominal de 0,37 kW, ao reservatório estabilizador (1), voltando a descer para o reator (11).

Em função da característica do processo anaeróbio de degradação da matéria orgânica do resíduo líquido, ocorre a produção de biogás, que é coletado no decantador (15), quantificado através de um medidor automático “datalogger” (26). A este equipamento foi conectado um computador “palm top” (27), marca Toshiba, modelo Libreto 70CT, utilizado para a leitura dos dados e quantificação do gás produzido.

O efluente permanece no decantador (15) até atingir o nível máximo, quando é acionado o recalque, por bombeamento. A cada disparo da bomba (13), uma vazão de efluente entre 1.500 a 2.000 mL/min é transferida ao reservatório estabilizador.

A alimentação de resíduo é realizada na base do reator (11) e a dosagem do resíduo líquido é feita através de bomba dosadora peristáltica (9), marca Milan, modelo 202, com dois canais. Esta bomba alimenta o sistema, intermitentemente, com resíduo da fabricação de refrigerantes, no ponto de cruzamento abaixo da entrada do reator.

FIGURA 3.1 – REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO REATOR ANERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO



FONTE: Adaptado de (BRAGA, 1989).

Legenda: 1 – reservatório superior, 2 – termostato, 3 – trocador de calor, 4 – registro de fluxo, 5 – coleta de amostra, 6 – medidor de vazão, 7 – coluna de pressão hidrostática, 8 – reservatório de alimentação, 9 – bomba peristáltica, 10 – termômetro eletrônico digital, 11 – reator, 12 – decantador primário de sólidos, 13 – bomba de recalque, 14 – circuito de comando, 15 – decantador secundário de sólidos, 16 – eletrodo imerso, 17 – eletrodo de disparo, 18 – válvula mecânica, 19 – coluna para medição de gás, 20 – garrafa de equilíbrio, 21 – eletrodo imerso, 22 – eletrodo de disparo, 23 – válvula de liberação de gás, 24 – válvula de equilíbrio, 25 – Circuito de comando, 26 – “Datalogger”, 27 – mini-computador.

FIGURA 3.2 – SISTEMA DO REATOR ANERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO



3.2 DESCRIÇÃO DO EQUIPAMENTO

3.2.2 O Reator

Em função da revisão da literatura, para a concepção do reator foi adotada a configuração cilíndrica, com o decantador de sólidos acoplado no topo, pois, foi verificado que esta conformação era a de maior incidência, e aquela que provia o maior número de informações sobre as características da unidade e resultados de operação.

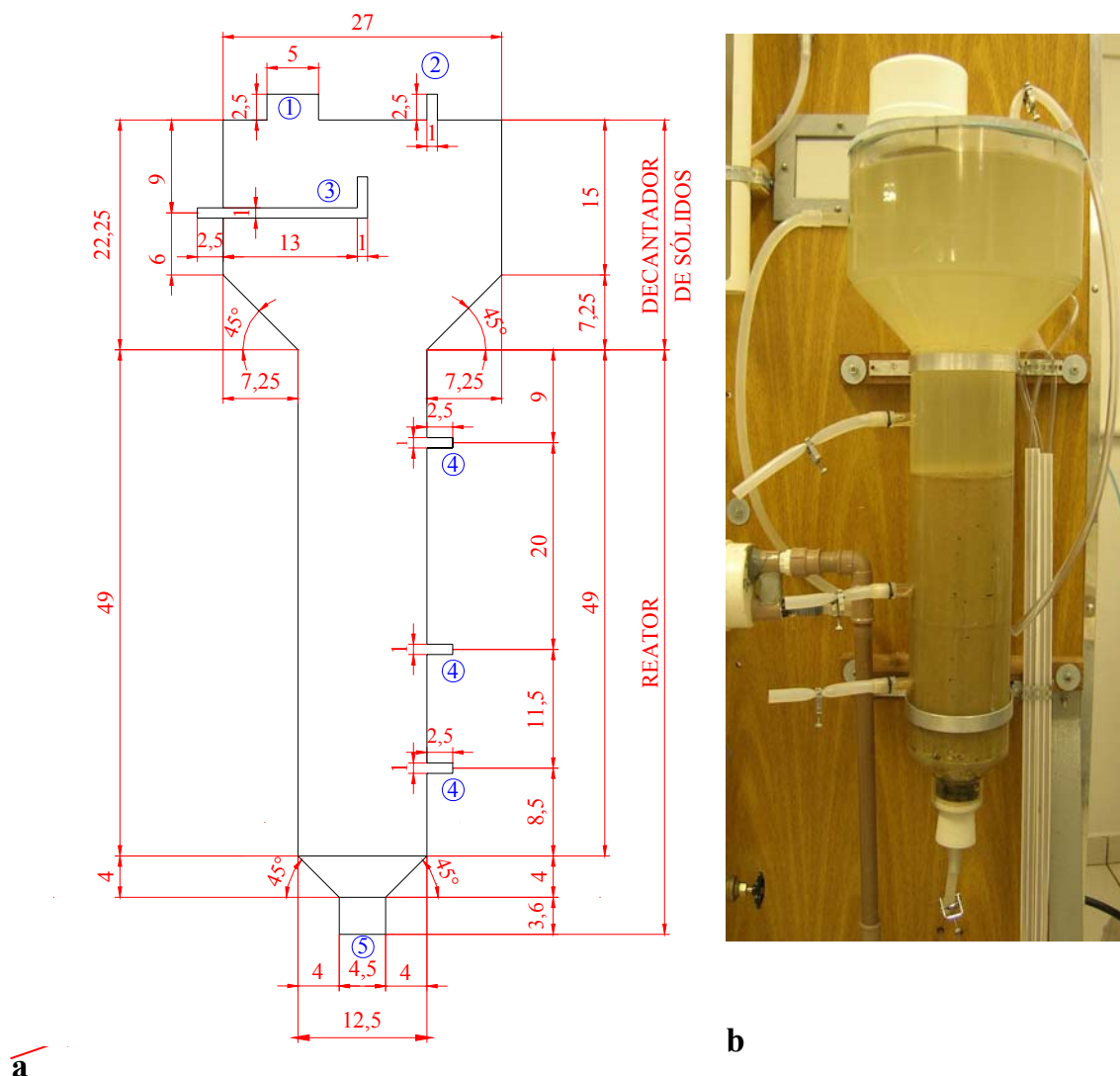
O reator foi construído em acrílico e foi totalmente coberto com papel alumínio para impedir a entrada de luz, que prejudicaria o desenvolvimento das bactérias anaeróbias e auxiliaria na proliferação de algas. Uma abertura na cobertura foi preparada para que fosse possível avaliar a fluidização.

O reator apresenta o seu corpo cilíndrico com diâmetro de 12,5 cm e altura de 49 cm, resultando em um volume aproximado de 6,0 L. A sua base é cônica para favorecer a distribuição do fluxo e reduzir a formação de áreas mortas ou canais preferenciais. Durante o período de estudo trabalhou-se com o reator totalmente inundado.

A FIGURA 3.3a apresenta o esquema com as dimensões do reator e a FIGURA 3.3b apresenta a foto do reator após instalação.

O reator possui três saídas laterais em tubos de acrílico, com diâmetro interno de 1,0 cm, para coleta de amostras. A primeira encontra-se a 8,5 cm acima da base do corpo do reator, e deste ponto podem ser coletadas amostras para avaliar a fixação do biofilme, a segunda encontra-se a 11,5 cm da primeira, através da qual é possível coletar amostras para análise do material biológico quando o equipamento está em estado fluidizado e a terceira está localizada a 20,0 cm da segunda. Através da qual poderia ser retirada amostra para a avaliação da eficiência ao longo da altura do reator.

FIGURA 3.3 – O REATOR DE LEITO FLUIDIZADO



Observação: as medidas são expressas em cm

Legenda: 1 – abertura para entrada de material, 2 – abertura para liberação de gás, 3 – cachimbo, 4 – coleta de amostras, 5 – entrada do fluido no reator.

3.2.3 O Decantador primário: decantador de sólidos – separador de fases

O decantador desempenha 3 funções, e são relacionadas à:

- facilitar a decantação dos sólidos que, por ventura, escapem do reator, impedindo que atinjam a bomba de recalque;
- armazenar efluente de forma a permitir o funcionamento intermitente da bomba de recalque;
- promover a separação do biogás produzido, na fase líquida.

O decantador primário encontra-se acoplado à parte superior do reator e é composto pela associação de duas partes. A interface entre o decantador e o reator apresenta formato cônico com inclinação de 45° , para facilitar a deposição dos sólidos, o diâmetro inferior é de 12,5 cm e o superior de 27,0 cm, com altura de 7,25 cm. A parte cilíndrica apresenta diâmetro de 27,0 cm e altura de 15,0 cm. O volume total do decantador primário, resultante da associação das duas partes é, aproximadamente, 10,8 L (Figura 3.3a).

Para controlar o nível de efluente no reator e conduzir o efluente até o decantador secundário, foi instalado um tubo de acrílico de 1,0 cm de diâmetro, em forma de cachimbo.

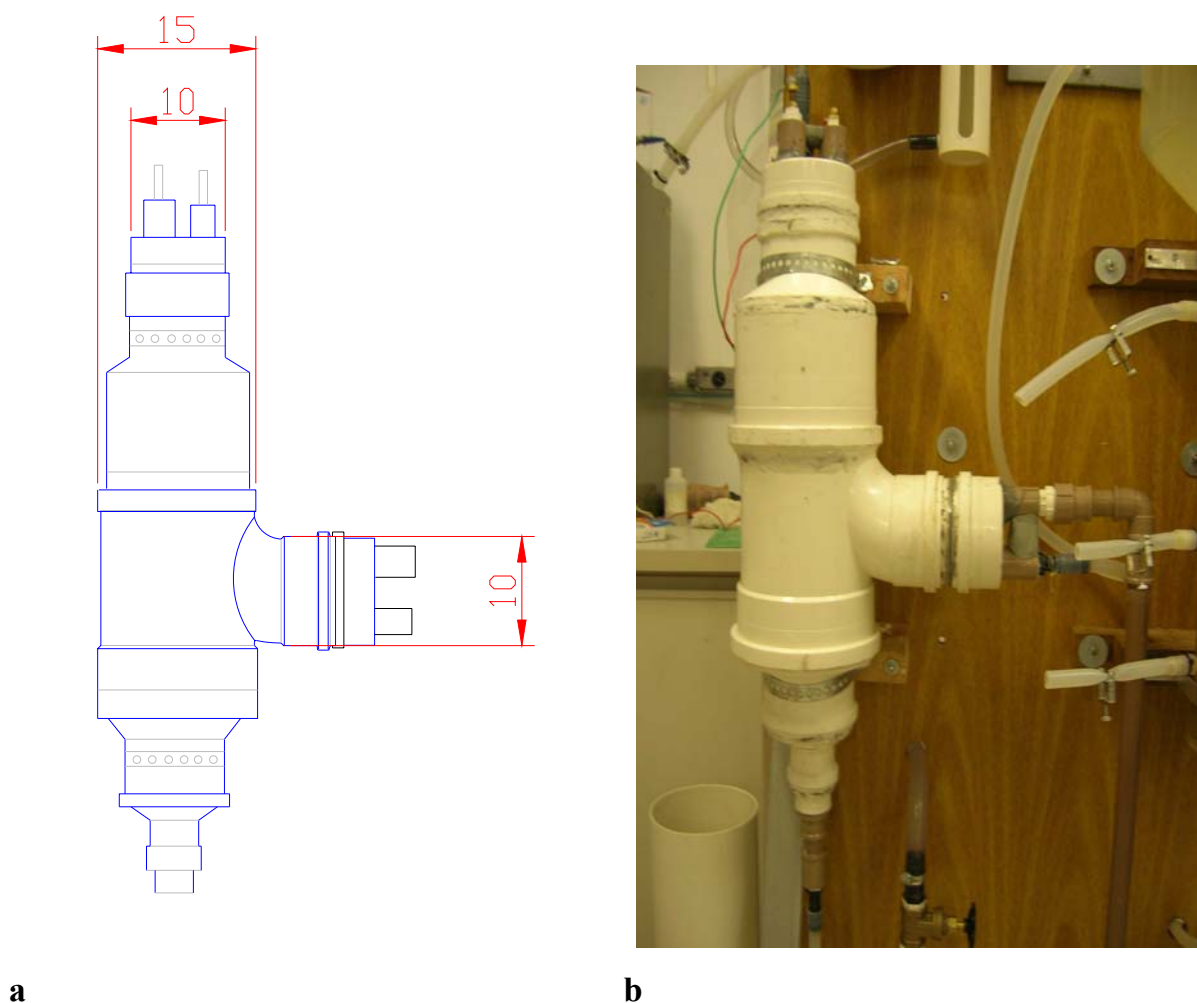
No topo do reator foi instalada uma abertura de 15,0 cm de diâmetro, com tampa rosqueável, totalmente vedada, que serviu para a adição e remoção do material suporte, quando necessário. Também foi instalado um tubo de 1,0 cm de diâmetro, para eventual liberação de gás, ao qual foi conectado um tubo de silicone, fechado por pinça de Hoffmann.

3.2.3 O Decantador secundário

O decantador secundário (Figuras 3.4a e b) apresenta um volume aproximado de 6,2 L, e foi construído em PVC, e tem como função:

- armazenar efluente de forma a permitir o funcionamento intermitente da bomba de recalque;
- promover a separação do biogás produzido, na fase líquida.

FIGURA 3.4 - O DECANTADOR SECUNDÁRIO



3.2.4 O Reservatório superior

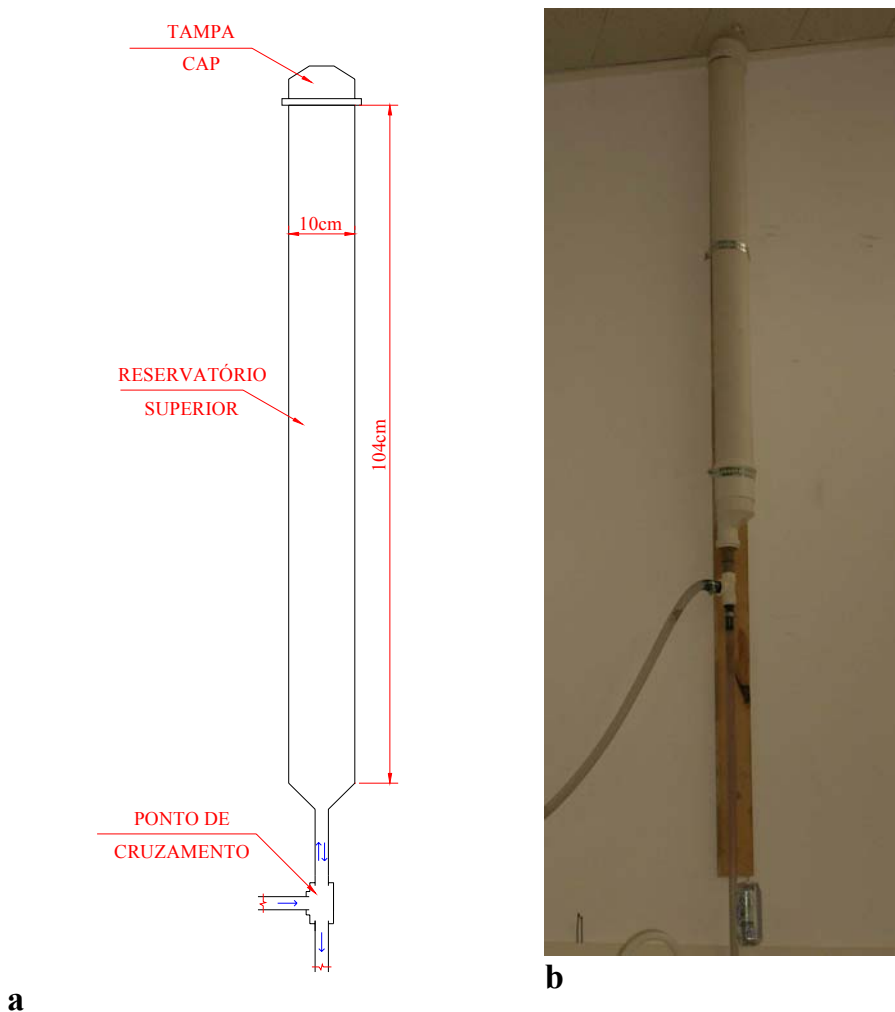
O reservatório superior tem capacidade de 8,2 L (Figuras 3.5a e b) e consiste de um tubo de PVC com 10,0 cm de diâmetro com 104,0 cm de altura, cuja função foi armazenar uma quantidade de líquido para estabilizar uma diferença de nível que garantisse pressão suficiente para alimentar, por gravidade, a base do reator.

Para evitar a formação de bolhas de ar devido à agitação da superfície do líquido, o efluente do decantador secundário é bombeado através da bomba de recalque até um ponto de cruzamento localizado 8,0 cm abaixo do reservatório superior.

Para garantir o nível do reservatório foi instalada uma bóia, à qual foi fixado um contrapeso que indica o nível e impede que o reservatório transborde.

A diferença de altura média entre o nível de líquido no reservatório superior e a base do reator é de aproximadamente 3,5 m, promovendo vazão suficiente para o estabelecimento e manutenção da velocidade mínima de fluidização.

FIGURA 3.5 - O RESERVATÓRIO SUPERIOR



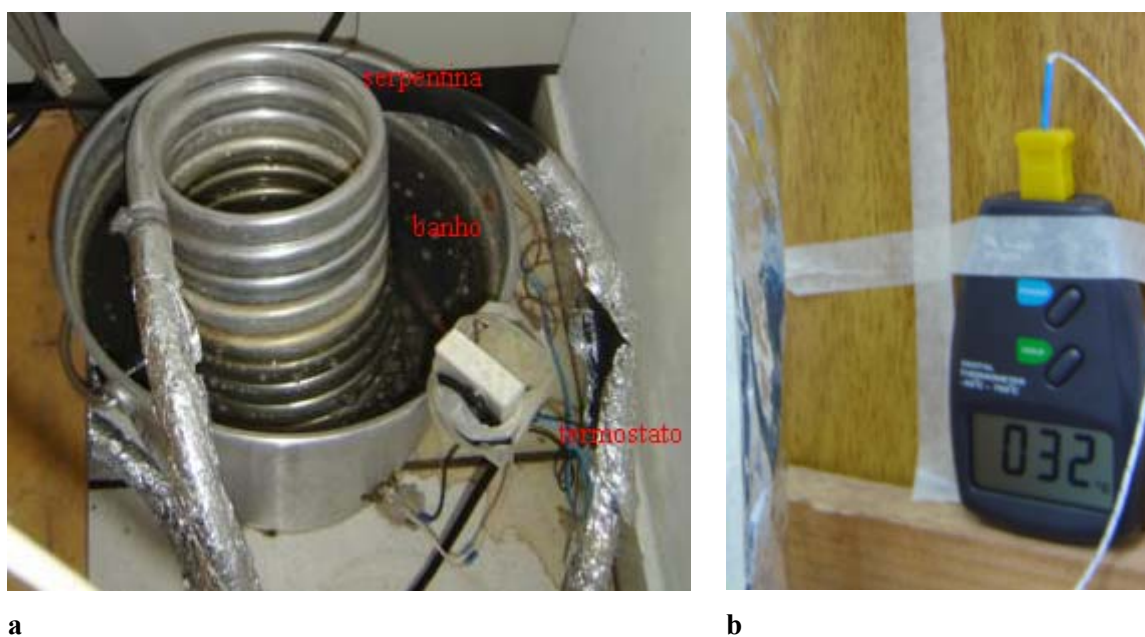
3.2.5 Controle e estabilidade da temperatura.

Para que a temperatura adotada para o desenvolvimento deste estudo (35oC) fosse mantida constante, o fluxo de entrada foi aquecido através da passagem por um trocador de calor em serpentina.

A serpentina, com 11 voltas, foi construída a partir de um tubo de alumínio com 6,0 m de comprimento, com diâmetro interno de 1,70 cm e espessura da parede de 3,0 mm (Figura 3.6 a).

O material circulante passa pela serpentina, que está imersa em um banho comum, recebendo calor antes da entrada no reator. Para controlar a variação da temperatura, foi instalado um termostato eletro-mecânico, seguido de um termômetro eletrônico digital (Figura 3.6b), marca Minipa, modelo M401A, com amplitude de variação da temperatura de -50°C a 750°C .

FIGURA 3.6 – O TROCADOR DE CALOR E O TERMOSTATO ELETRÔNICO

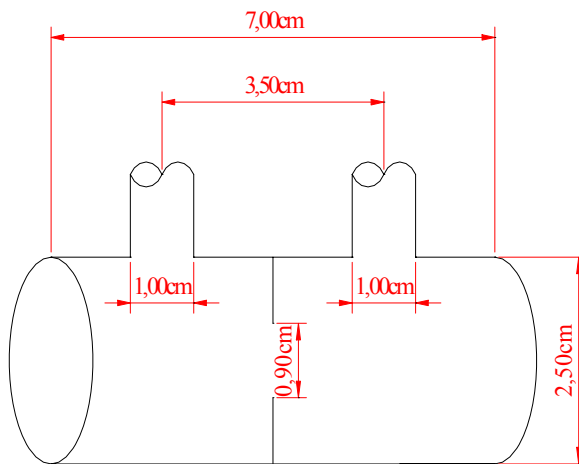


3.2.6 Medição da vazão

Para que fosse possível determinar a vazão de maneira constante e sem que um sistema complexo fosse instalado, um medidor de vazão instantânea do tipo orifício foi construído (Pitot) (Figuras 3.7a e b) (BRAGA, 1989).

O medidor Pitot foi construído com tubo de PVC, para água fria, com bitola 25,0 mm de diâmetro e 2,1 mm de espessura da parede, no qual foi montada uma obstrução em forma de anel, com diâmetro de passagem de 0,9 cm e duas tomadas com 1,0 cm de diâmetro e 3,5 cm de distância entre o eixo de cada uma delas (Figura 3.7 a).

FIGURA 3.7 - O MEDIDOR DE VAZÃO



a



b

FONTE: adaptado de BRAGA (1989)

O princípio da determinação da vazão baseia-se na perda de carga entre os pontos a montante e a jusante do orifício, devido à diminuição de pressão, ocasionada pela obstrução. Pode-se medir a diferença de pressão, ocasionada através da tomada anterior e posterior ao orifício bastando para isso a adaptação de uma coluna de medição interligada as duas tomadas conforme mostrado na Figura 3.8.

Para o cálculo da vazão foi adotada a Equação 3.1, conforme apresentado por WHITTAKER (1968).

$$Q_t = \frac{C_c \times A_d}{\sqrt{1 - C_c^2 \times m^2}} \times \sqrt{\frac{2 (P_1 - P_2)}{\rho}} \quad (3.1)$$

onde:

C_c = coeficiente de contratação do fluido

A_d = área do orifício

m = relação de áreas

Q_t = vazão teórica

ρ = densidade do fluido

$P_1 - P_2$ = a diferença de pressão

Se:

$$m = \left(\frac{d}{D} \right)^2 \quad (3.2)$$

d = diâmetro interno das tomadas de pressão

D = diâmetro interno do tubo de PVC

$$P_1 - P_2 = \Delta h \times \rho \quad (3.3)$$

Como os valores de C_c , A_d e m , são constantes podem ser substituídos por:

$$C = \frac{C_c \times A_d}{\sqrt{1 - C_c^2 \times m^2}} \quad (3.4)$$

portanto:

$$Q_t = C \times \sqrt{2 \times \Delta h} \quad (3.5)$$

onde:

C = constante do medidor

Δh = diferença de nível

Para a determinação da vazão do sistema, foi adotado um tempo constante e medida a diferença de nível do fluido na coluna de medição.

Foram determinadas 5 medições sendo a menor diferença de nível 8,5 a maior 24 cm e a média obtida foi de aproximadamente 20 cm, calculando através do tempo constante de 10s e do volume obtido a vazão referente, para cada diferença de nível foram obtidos através da fórmula (3.5) valores de C (constante do medidor), sendo a média de aproximadamente 16, os valores referentes a estes parâmetros estão apresentados no Quadro 3.1. Com estes valores foi possível determinar a vazão de recirculação.

QUADRO 3.1 VALORES REFERENTES A MEDIÇÃO DE VAZÃO

H altura (cm)	Volume (ml)	Q vazão (ml/s)	C
24	1116,25	111,625	16,11
22	1062	106,2	16,01
12,83	818	81,8	16,14
8,5	687	68,7	16,66
20	687	68,7	16,66

Sendo:

$$C = 16$$

$$\Delta h = 20 \text{ cm}$$

$$Q_r = 16 \times \sqrt{2 \times 20} \quad (3.5)$$

$$Q_r = 101,19 \text{ ml/s (vazão de recirculação)}$$

Para calcular a vazão utilizada primeiramente foi determinada a razão de recirculação utilizada por BRAGA (1989)

$$R = Q_r / Q \quad (3.6)$$

$$Q_r = 2880000 \text{ ml/d}$$

$$Q = 592,3 \text{ ml/d}$$

$$R = 4862,40$$

Utilizando a mesma razão de recirculação (R), a vazão para o experimento será de:

$$Q = Q_r / R$$

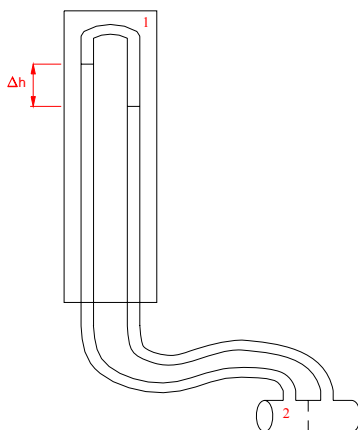
$$Q_r = 8743065,28 \text{ mL/dia}$$

$$R = 4862,40$$

$$Q = 1798,10 \text{ mL/dia}$$

Adotando o valor da vazão (Q) de 2.000 mL/dia e retornando para o cálculo (3.6) o valor da razão de recirculação será de 4371,53.

FIGURA 3.8 - REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DA COLUNA DE MEDIÇÃO DE VAZÃO



Fonte: BRAGA (1989)

Legenda: Δh – diferença de nível; 1 – coluna para determinação da diferença de pressão; 2 – medidor de vazão

3.2.7 O Medidor de Gás

A descrição a seguir será referente à representação esquemática do reator apresentada na Figura 3.1.

O equipamento é dotado de dois sistemas eletrônicos similares:

- o de recalque e
- o utilizado para a medição de gás.

O princípio de funcionamento de ambos é baseado na condução de energia entre dois eletrodos quando mergulhados em meio fluido qualquer.

No decantador secundário(15), existem dois eletrodos (16) e (17), o primeiro permanece mergulhado no líquido circulante e o outro é utilizado como eletrodo de disparo. Quando o nível de líquido contido no decantador secundário (15) alcança o eletrodo de disparo (17), ocorre a condução de eletricidade entre os dois eletrodos, detectada por um circuito eletrônico de comando (15), que passa a operar e aciona a

bomba de recalque (13), que permanece ligada por 2 segundos, tempo suficiente para recalcar 1,8 L de efluente para o reservatório superior (1).

O volume de gás produzido pelo reator (11) e (12), também, presente no decantador secundário (15) é transferido por meio de mangueiras para a coluna de medição. Uma válvula mecânica (18), de pequenas dimensões, evita que o gás alcance a coluna de medição (19) e retorne ao decantador secundário (15), quando ocorre o acionamento do recalque.

A coluna de medição de gás (19), parcialmente preenchida com uma solução salina saturada de cloreto de sódio com ácido sulfúrico a 5,0 % e alaranjado de metila como corante, é ligada a uma garrafa de equilíbrio (20). Quando a coluna de medição de gás inicia o registro do acúmulo de gás, o nível do líquido na garrafa de equilíbrio é pressionado para baixo. Como a coluna medidora de gás e a garrafa de equilíbrio são vasos comunicantes, o movimento do líquido é pressionado para baixo na coluna de medição, causando um levantamento equivalente de nível na garrafa de equilíbrio.

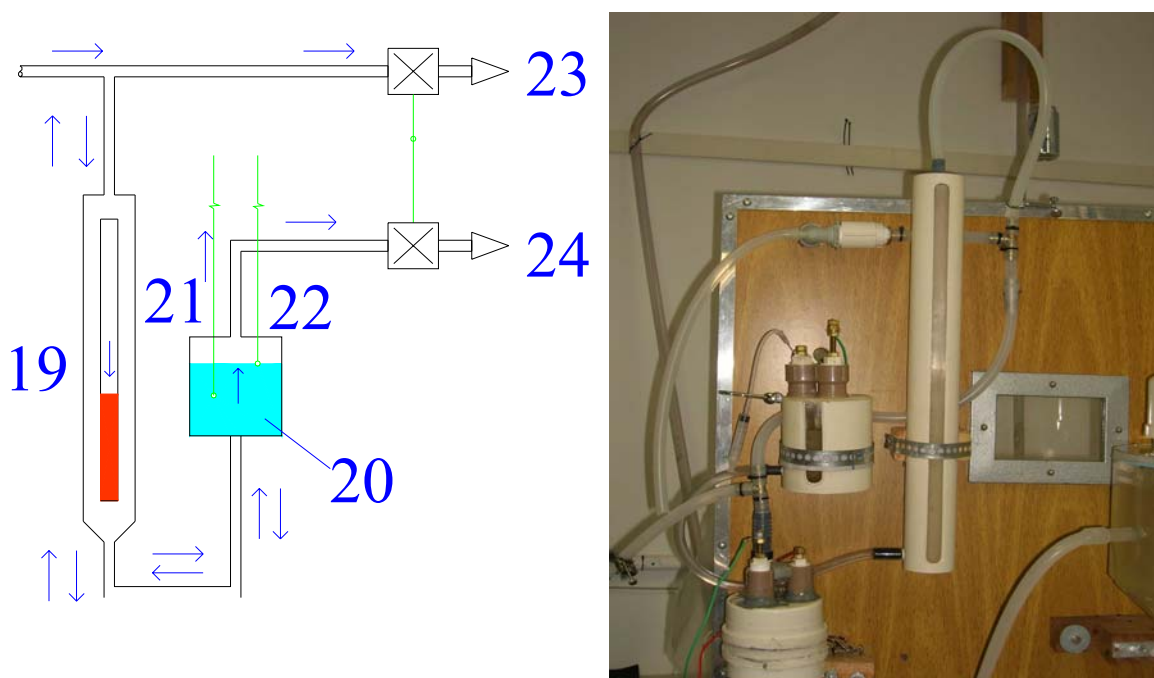
Na garrafa de equilíbrio existe um segundo sistema de eletrodos [(21) e (22)] semelhante ao já descrito para o decantador secundário. Quando o nível de líquido toca o eletrodo de disparo (22), um circuito eletrônico aciona a abertura das válvulas (23) e (24). A primeira libera o gás acumulado na coluna, permitindo o re-equilíbrio do sistema, a segunda abre a garrafa de equilíbrio (20), permitindo que o sistema ajuste automaticamente a quantidade de gás necessária ao equilíbrio do sistema.

A necessidade da existência da válvula (24) é justificada pela própria concepção do equipamento. Em caso de falta de energia, o sistema é projetado para parar emergencialmente por equilíbrio de pressão. Não havendo saída para o líquido ou energia para o recalque, a pressão interna aumenta até equilibrar-se com a pressão exercida pela coluna d'água, provida pelo reservatório superior. Em função da alteração da temperatura ambiente, a válvula (23) foi instalada para permitir o equilíbrio da quantidade de gás, adequando-a às condições ambientais de temperatura. No caso de falta de energia ao sistema, esta válvula permanece fechada, permitindo a paralisação do sistema por equilíbrio de pressão.

Sempre que, as válvulas (23) e (24) são abertas, um sinal é emitido para um “datalogger” (26), que registra e armazena em memória o número de acionamentos (pulsos) ocorridos a cada 5 minutos. Cada pulso equivale a 20 mL de gás. O histórico da produção de gás é registrado pelo “datalogger” (26) e recuperado como arquivo para um computador “palm top” Toshiba, modelo Libreto 70CT (27).

As Figuras 3.9 a e b apresentam detalhes do sistema de controle para a medição de gás

FIGURA 3.9 - REPRESENTAÇÃO DETALHADA DO MEDIDOR DE GÁS



a **b**
Legenda: 19 – coluna para medição de gás, 20 – garrafa de equilíbrio, 21 – eletrodo imerso, 22 – eletrodo de disparo, 23 – válvula de liberação de gás, 24 – válvula de equilíbrio.

3.2.8 Distribuição do fluxo

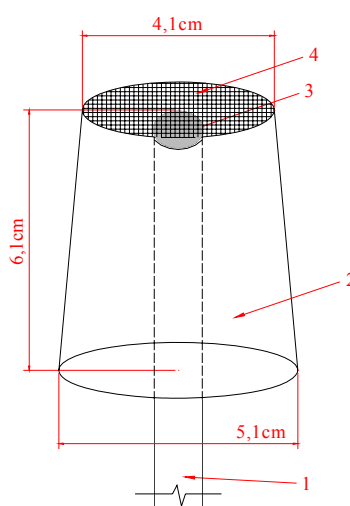
O reator é alimentado em fluxo ascendente e para melhor distribuição da vazão de alimentação foram utilizadas pedras de aluvião, com diâmetros variados entre 0,5 cm e 3,0 cm, instaladas na base cônica do reator.

Na entrada da base cônica do reator, foi instalada uma válvula de retenção, capaz de deter o avanço das partículas do suporte sólido para a tubulação de entrada, no caso de paradas programadas ou acidentais. A instalação desta válvula foi

necessária para evitar entupimentos na tubulação, o que inviabilizaria um novo acionamento da recirculação; também poderia causar sérios prejuízos, no caso de vazamentos na tubulação anterior à entrada do reator, com perda do material suporte com biofilme, eventualmente aderido (BRAGA, 1989).

A válvula de retenção é de concepção simples e foi construída com uma rolha de borracha, uma esfera de plástico e tela de nylon semi-rígida, conforme apresentado na Figura 3.10.

FIGURA 3.10 – REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DA VÁLVULA DE RETENÇÃO



A rolha teve a superfície da face superior escavada e tornada côncava para que uma esfera de plástico pudesse se deslocar com liberdade em um berço formado por uma rede de nylon e, no caso de paralização do fluxo, pudesse trancar o orifício no qual estava instalado o tubo de alimentação do reator.

A produção da válvula de retenção foi adaptada, a partir da concepção de BRAGA (1989).

3.2.9 O Suporte sólido

Para o desenvolvimento do estudo foi utilizado como suporte sólido areia normalizada pela ABNT, produzida pelo Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT)-SP, conforme a NBR 7214/1982, o agregado foi ensaiado no Laboratório de Materiais

de Construção Civil da Pontifícia Universidade Católica do Paraná, cujas características são:

- areia natural quartzosa, extraída de rio;
- areia limpa, não contendo: impurezas, materiais pulverulentos, argilas conforme NBR 7219 (ABNT, 1987) e NBR 7218 (ABNT, 1987);
- areia sem a presença de sais, cloretos e sulfatos solúveis de acordo com a NBR 9917 (ABNT, 1987);
- material classificado entre as peneiras 40 e 60 mesh ou 0,420 e 0,250 mm, tendo sido obtido o diâmetro médio geométrico das partículas de 0,324 mm;
- através do diâmetro a areia recebe a denominação de areia média fina (zona 3), sendo esta denominação para areias entre 0,6 e 0,3mm segundo a NBR 7211 (ABNT, 2005).
- densidade da partícula, $\rho_p = 2,63 \text{ g / cm}^3$, determinada pela norma - Determinação da massa específica de agregados – NBR 9776 (ABNT, 1987).

As características do material suporte foram mantidas em relação àquelas determinadas por BRAGA (1989).

O diâmetro médio geométrico da areia foi determinado de acordo com a fórmula definida por (BOENING e PFEFFER, 1984):

$$\bar{d}_g = \sqrt{d_1 \times d_2} \quad (3.6)$$

sendo:

d_g = diâmetro geométrico;

d_1 = diâmetro da peneira com menor malha, na qual as partículas ficaram retidas;

d_2 = diâmetro da peneira com maior malha, na qual as partículas ficaram retidas.

Foram utilizados 3.200 cm^3 de areia, equivalente a uma altura de 26 cm de leito inicial, 24% do volume útil do reator.

3.3 ACLIMATAÇÃO DO INÓCULO

A cultura de bactérias anaeróbias a ser adaptada ao resíduo líquido da indústria de refrigerantes foi proveniente da ETE Atuba-Sul, RALF nº 15, estação de tratamento de esgoto da SANEPAR-Curitiba. O lodo, com densidade alta, foi retirado da parte inferior do reator.

Para o desenvolvimento desta pesquisa, o trabalho foi dividido em três etapas: a aclimação em três reatores estáticos de bancada, com volume útil de 5 L cada um (FIGURA 3.11), e a inoculação e aclimação no reator de leito fluidizado.

3.3.1 Fase I – Aclimação do inóculo no reator estático

Esta fase teve duração de 331 dias, durante os quais a cultura foi mantida em reator estático de bancada e alimentada diariamente.

Para que o inóculo fosse progressivamente adaptado ao resíduo e, portanto, não sofresse choques hidráulico nem orgânico, a alimentação do reator partiu de uma carga orgânica de 0,05 kg DBO/m³d, tendo atingido, nesta fase, 0,2 kg DBO/m³d.

Para a partida do reator estático I, foi inoculado um volume de lodo anaeróbio de 1,5 L, com SSV de 12.491 mg/L, considerando a densidade do lodo 1,058 g/mL a relação de massa para esta concentração foi de 793,50g, a temperatura inicial de 20°C. O reator estático II, foi inoculado com um volume inicial de 1,5 L de lodo anaeróbio, que apresentava SSV de 45.492 mg/L, considerando a densidade do lodo 1,058 g/mL a relação de massa para esta concentração foi de 3.411,90g. O reator estático III, foi inoculado com um volume inicial de 1,5 L de lodo anaeróbio, que apresentava SSV de 135.660 mg/L, considerando a densidade do lodo 1,058 g/mL a relação de massa para esta concentração foi de 2.035,00g.

O volume de alimentação diário de resíduo foi calculado em função da carga orgânica de partida de 0,05 kg DBO/m³d em relação ao volume ocupado pelo inóculo, conforme apresentado pelos procedimentos de cálculo da Equação (3.7).

$$CO = \frac{Q}{V} \times [DBO] \quad (3.7)$$

onde:

CO = carga orgânica (kg DBO/m³d)

Q = vazão (m³/d)

V = volume do reator (m³)

Nesta fase, até a complementação dos volumes úteis dos dois reatores, Figura 3.11 o volume de alimentação diário variou em função da carga orgânica aplicada.

FIGURA 3.11 – REATORES ESTÁTICOS DE BANCADA



Os reatores foram totalmente cobertos com papel alumínio, e suas bocas fechadas com rolhas de borracha. As rolhas foram perfuradas para adaptar um tubo de vidro conectado a uma mangueira de látex, fechada com pinça de Mohr. Para a alimentação, foram utilizadas seringas de 3,0 ml e 5,0 mL.

Quando foi atingido o volume útil de 5 L, os volumes injetados por dia foram mantidos constantes para cada carga orgânica aplicada.

Considerando a concentração dos sólidos suspensos voláteis como indiretamente representativa da concentração de bactérias, este parâmetro foi utilizado para o cálculo da concentração de inóculo ser adicionado no reator.

3.3.2 Fase 2 – Aclimação do inóculo no reator de leito fluidizado

Após 253 dias de adaptação do inóculo no reator estático de bancada, um volume total de 8,5 L foi transferido para o reator de leito fluidizado. Para tanto, um dos fatores de controle foi o resultado da relação alcalinidade total/acidez volátil, cujo valor era superior a 20. A concentração média dos sólidos suspensos voláteis dos dois reatores era de 3.680 mg/L considerando a densidade do lodo 1,058 g/mL a relação de massa para esta concentração foi de 1.564g.

Um novo reator estático foi iniciado no 253º dia (36ª semana), tendo sido realizada apenas uma caracterização do reator estático III, no 330º dia (47ª semana) de operação do experimento, sendo no próximo dia transferido 3,42 L do inóculo adaptado no reator estático III, para o reator de leito fluidizado. a concentração de SSV foi de 1.850 g/ml, considerando a densidade do lodo de 1,058g/ml a relação de massa para esta concentração foi de 506,21g.

O inóculo transferido ao reator de leito fluidizado apresentou as seguintes características, em termos de concentração de sólidos, conforme Quadro 3.2.:

QUADRO 3.2. VALORES REFERENTES AOS SÓLIDOS SUSPENSOS

	Sólidos Suspensos		
	Reator I	Reator II	Reator III
SST (mg/l)	7420	4600	3500
SSF (mg/l)	2360	2300	1650
SSV (mg/l)	5060	2300	1850

3.3.3 Acompanhamento da adaptação do inóculo

A relação entre a quantidade de matéria orgânica e a de nutrientes foi avaliada de acordo com o proposto por PAWLOWSKY e BÓRIO (1975), atendendo as razões de $DBO_5:N:P = 100:5:1$.

Para garantir as condições de crescimento dos microrganismos, após análise das concentrações de N e P no resíduo líquido, e de acordo com as proporções definidas acima, foram determinadas as quantidades a serem incorporadas ao meio. Para suprir as eventuais necessidades de N e P, foram adicionados volumes de NH_4OH e KH_2PO_4 de acordo com cálculos estequiométricos para estas substâncias químicas.

Na Fase I, a relação alcalinidade total/acidez volátil foi utilizada como parâmetro de controle das condições do meio. Nesta fase, os parâmetros físico-químicos analisados, semanalmente, foram o pH, a temperatura e a relação alcalinidade total/acidez volátil. Esporadicamente foram analisados DQO, DBO, nitrogênio total, fosfato total e as concentrações de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis. A relação alcalinidade total e acidez volátil, até a 28^a semana, foi analisada pelo método da titulação por diferença de cor, através da presença de indicadores, o qual foi denominado de Método (1), após esta data a análise foi realizada através do método da titulação por diferença de pH, Método(2), análise realizada de acordo com a metodologia adotada no Laboratório de Núcleo de Pesquisa e Desenvolvimento - SUREHMA, 1988 (BRAGA, caderno de protocolo, 1988). Este método consistia em coletar uma amostra de 100 mL, centrifugar e coletar o sobrenadante; acidificar até pH 4,0, anotar o volume de H₂SO₄ 0,02N utilizado, continuar acidificando até pH 3,4. Aquecer até ebulição; após resfriamento, elevar o pH até 4,0 com NaOH 0,05N. Anotar o volume de base consumido. A relação alcalinidade total/acidez volátil era calculada através das Equações (3.8), (3.9) e (3.10).

$$alcalinidade = \frac{mL_{NaOH\ 0,05} \times 2500}{mL_{amostra}} \quad (3.8)$$

se alcalinidade dos ácidos voláteis > 180 mg/L

$$acidez\ volátil = alcalinidade \times 1,5 \quad (3.9)$$

se alcalinidade dos ácidos voláteis < 180 mg/L

$$acidez\ volátil = alcalinidade \times 1,0 \quad (3.10)$$

Na Fase 2 os parâmetros físico-químicos analisados, diariamente, foram o pH, a temperatura, a relação de alcalinidade total/acidez volátil, a DQO e a concentração de carbono orgânico total (COT) na entrada e na saída do reator. Os resultados das análises de DQO e COT serviram para verificar a eficiência do reator de leito fluidizado no tratamento do efluente da indústria de refrigerante.

As análises de DQO foram realizadas pelo método de refluxo aberto, de acordo com metodologia especificada pelo “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA AWWA e WEF, 1998). A determinação das concentrações de COT foi realizada em equipamento analisador de carbono orgânico, marca Shimadzu, modelo COT – V CPH, e a metodologia de análise foi realizada de acordo com as especificações do fabricante (SHIMADZU, 2000). A determinação do pH foi realizada como pHmetro de bancada, marca PHTEK, modelo PHS-3B e a determinação da temperatura foi realizada com termômetro químico, com escala de -10°C a 210°C .

A vazão foi controlada diariamente. A velocidade de entrada do fluido no reator era composta pela vazão hidráulica adicionada da vazão de alimento do efluente da indústria de refrigerantes, sendo que a vazão de entrada foi mantida constante e suficiente para fornecer a velocidade de fluidização do suporte sólido.

Da mesma forma como procedido para o reator estático de bancada, as análises de nitrogênio total e fosfato total serviram para avaliar a necessidade de adição de nutrientes. O cálculo para a verificação da necessidade da adição de qualquer dos nutrientes foi de acordo com a relação $\text{DBO}_5:\text{N}:\text{P} = 100:5:1$ (PAWLOWSKY e BÓRIO, 1977).

As análises físico-químicas, para os parâmetros de controle foram realizadas no Laboratório de Engenharia Ambiental Prof. Francisco Borsani Netto/UFPR, de acordo com os métodos definidos pelo “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA, AWWA e WEF, 1998). As análises para a determinação das concentrações de alcalinidade total e de acidez volátil foram realizadas de acordo com a metodologia adotada no Laboratório de Núcleo de Pesquisa e Desenvolvimento - SUREHMA, 1988 (BRAGA, caderno de protocolo, 1988).

As amostras para a determinação das concentrações de fosfato total foram filtradas em membranas Schleicher & Schuell OE, fit. Memb. Acetato – $0,45\ \mu\text{m}$ – $\varnothing\ 47 \pm 0,5\ \text{mm}$ e analisadas em espectrofotômetro UV-visível, marca Shimadzu, modelo UV – 1601 PC, para o comprimento de onda de $690\ \text{nm}$, com metodologia

especificada pelo “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA AWWA e WEF, 1998).

As concentrações de Nitrogênio Total Kjeldahl foram analisadas de acordo com metodologia especificada pelo “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA AWWA e WEF, 1998).

A cada mudança da carga orgânica foram analisadas as concentrações de nitrogênio total, fosfato total, sólidos suspensos totais, fixos e voláteis.

3.4 CARACTERÍSTICAS DO SUBSTRATO

Para a adaptação do inóculo nos reatores estáticos e para a avaliação da eficiência do reator de leito fluidizado, foi utilizado como substrato para o processo anaeróbio o efluente da fabricação de refrigerantes, cedido por uma indústria localizada em Curitiba. A coleta de todas as bateladas do efluente industrial foi realizada por funcionários da própria indústria, no final da linha de todos os efluentes, após a equalização.

A caracterização do efluente da fabricação de refrigerantes foi realizada através das análises de pH, demanda química de oxigênio (DQO), carbono orgânico total (COT), nitrogênio total Kjeldahl (NTK), fosfato total e conjunto de sólidos suspensos, (Anexo I).

As amostras foram mantidas refrigeradas a 4°C, para que as suas características físico-químicas não se alterassem.

Em função da caracterização físico-química do resíduo líquido, foi possível calcular a relação DQO/DBO₅, que forneceu um valor médio para o fator de biodegradabilidade (f) de 2, para 4 análises.

Foram realizadas 4 análises de DBO e os valores destas concentrações foram relacionados aos valores das concentrações da DQO. Desta forma, foram calculados valores para o coeficiente de biodegradabilidade (f), representado pela relação entre a DQO e a DBO ($f = DQO/DBO$), tendo sido, então, adotado o valor médio de 2, a ser utilizado para converter o resultado do valor da DQO em DBO. A partir da determinação do f , foram realizadas apenas as análises de DQO, devido à rapidez da resposta para a obtenção das concentrações em termos de análise de DQO.

A necessidade do conhecimento do valor da concentração da DBO está relacionada à avaliação da necessidade de adição de nutrientes ao meio de cultivo, neste caso, o resíduo da indústria de refrigerantes em avaliação neste estudo. Caso houvesse quantidade suficiente de nutrientes, as razões DBO_5/N e DBO_5/P deveriam ser menores do que 20 e 100, respectivamente (PAWLOWSKY e BÓRIO, 1975). O resíduo da fabricação de refrigerantes apresentou valores para as duas relações muito maiores do que as relações ideais tanto para nitrogênio como para fósforo, significando que o valor da concentração de matéria orgânica era preponderante sobre as concentrações de nutrientes, conforme resultados apresentados no (Quadro 4.2). Portanto, para corrigir as deficiências em termos de concentração de nutrientes, para cada mg/L de N e/ou de PO_4^{-3} ausentes, foram adicionados 0,01mL de NH_4OH e 0,032 mL de KH_2PO_4 , respectivamente, por litro de substrato alimentado, de forma a manter a relação $DBO_5:N:P = 100:5:1$ necessária para garantir as condições de crescimento dos microrganismos.

Após o recebimento de cada batelada de resíduo foi realizada a caracterização dos parâmetros físico-químicos, com os resultados apresentados como valores médios no Quadro 3.3.

1. QUADRO 3.3. – RAZÃO ENTRE DBO_5 E NUTRIENTES

$DBO_5:N:P = 100 : 5 : 1$			
COLETAS		$DBO_5:N$	$DBO_5:P$
1		100: 0,003	0,003
2	100	0,018	0,000
3	100	0,166	0,000
4	100	0,311	0,000
5	100	0,138	0,000
6	100	0,072	0,000
7	100	0,061	0,001
8	100	0,029	0,001
9	100	0,011	0,012
10	100	0,022	0,001
11	100	0,033	0,025
12	100	0,022	0,013

QUADRO 3.4: CARACTERIZAÇÃO DO RESÍDUO LÍQUIDO

Parâmetros físico-químicos	Método	Concentrações médias
DQO (mg/L)	Refluxo aberto	2339,1
Conjunto de Sólidos Suspensos (CSS) (mg/L)	Gravimétrico com filtração	228,4 mgSST/L 54,1 mgSSF/L 174,3 mgSSV/L
Conjunto de Sólidos Dissolvidos (CSD) (mg/L)	Gravimétrico com filtração	5381,4 mgSDT/L 1212,3 mgSSF/L 4169,1 mgSSV/L
NTK (mg/L)	Macro Kjeldhal	2,2
Fosfato (PO_4^{3-}) (mg/L)	Espectrofotométrico com Cloreto Estanoso	0,3
COT (mg/L)	TC - IC	
Alcalinidade total	Titulométrico	
Acidez volátil	Titulométrico	
PH	Potenciométrico	6,6
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Termométrico	

3.5 SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO E RETIRADA DO EFLUENTE NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO

No início da operação do sistema, do 1o ao 14o dia, a batelada de resíduo líquido fornecido da indústria de refrigerantes apresentou elevada concentração de DQO, tendo sido necessária a diluição para se obter a carga desejada. Entretanto, ao longo do estudo, a média de concentração da DQO do substrato foi de, aproximadamente, 2.000 mgO₂/L. Devido à elevada vazão de trabalho utilizada no reator anaeróbio de leito fluidizado, era necessário armazenar grandes volumes do substrato, para atingir as cargas orgânicas necessárias. Como não havia espaço suficiente, a alternativa adotada foi adicionar refrigerante desgaseificado, que apresentou concentração de DQO média de aproximadamente 35.000 mg O₂ /L.

O volume de alimento foi preparado de acordo com a concentração de matéria orgânica analisada, e era composto pelo efluente bruto, refrigerante desgaseificado e nutrientes, na forma de KH₂PO₄ e NH₄OH sendo, eventualmente, acrescentado bicarbonato de sódio para recuperar o tamponamento do meio líquido no reator.

Para a injeção do resíduo líquido a ser alimentado, até o 44º dia de operação, foi utilizada uma bomba dosadora peristáltica marca Milan Equipamentos Científicos, modelo BP - 600, de um canal, após esta data a alimentação foi realizada por uma

bomba da mesma marca e modelo 202, série 0605, com dois canais, sendo, entretanto, usado apenas um canal. Portanto a retirada do alimento foi manual.

Em função da necessidade de serem injetados pequenos volumes de alimento, para não haver choques de cargas no inóculo, e pelo fato de não se conseguir uma boa regulação da bomba para pequenas vazões, optou-se pela utilização de um temporizador que acionava a bomba a cada 5 min por, aproximadamente, 20 s. A velocidade da bomba foi previamente calculada para que o volume injetado fosse compatível com o volume retirado manualmente. A vazão da bomba foi de 17,5 mL/min durante todo o experimento. Sendo que, em um dia, a bomba disparava, aproximadamente, 288 vezes e, em cada disparo, injetava cerca de 5,83 ml de alimento, portanto, em um dia a alimentação do sistema, a vazão era de aproximadamente 1,68 L/d.

3.6. REATOR ANAERÓBIO ESTÁTICO DE BANCADA

3.6.1. Monitoramento físico-químico

Os três reatores estáticos foram adaptados ao resíduo da fabricação de refrigerantes. Após a adaptação foi transferido 8,5 L do inóculo, de dois reatores estáticos, para o reator de leito fluidizado.

Em seguida foi iniciada uma nova adaptação denominada de reator estático III, em paralelo, como garantia para qualquer problema que pudesse ocorrer com a cultura no reator de leito fluidizado. Quando tornou-se necessário foi transferido o volume de 3,42 L desta cultura para o reator de leito fluidizado.

Para os reatores I e II as cargas orgânicas aplicadas variaram de 0,05 a 0,2 kg DBO/m³d, e foi adotado que a cada mudança de carga aplicada nos reatores I e II, seria avaliada a concentração de SSV, que determina a quantidade de biomassa presente no meio. Para o reator III foram aplicadas as cargas de 0,05 a 0,33 kg DBO/m³d.

Os reatores estáticos foram monitorados através de análises semanais de pH, temperatura e da relação alcalinidade total/acidez volátil, a partir do preenchimento do volume de 5L.

O desempenho dos reatores estáticos foram acompanhado através de análises semanais de pH, temperatura e da relação alcalinidade total/acidez volátil, a partir do preenchimento dos volumes dos reatores estáticos (Anexo V a X).

Os valores referentes ao acompanhamento da alimentação diária dos reatores estáticos com o substrato estão apresentados nos Anexo II, III e IV.

3.7. ATIVIDADE METANOGÊNICA

A atividade metanogênica foi realizada no 93º dia de operação do reator de leito fluidizado e foi realizada conforme metodologia especificada pelo Manual de Técnicas de Laboratório, Coordenação de Bioprocessos Ambientais, Instituto de Engenharia (UNAM, 1990).

O primeiro parâmetro determinado foi a concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV). Para isso as amostras foram centrifugadas em centrifugador de bancada marca FANEM, modelo 208N, tendo sido coletada a porção decantada. Para a determinação da atividade metanogênica, inicialmente foi analisada a concentração de SSV do reator, que resultou no valor de 133,4 mg/mL e, em função da densidade do lodo de 1,058 mg/L, o volume de 7,5 mL foi adicionado à garrafa de incubação volume referente a 1g.

Para a execução deste experimento foram utilizadas duas garrafas de soro, de vidro, com 500 mL de capacidade cada, sendo que à Garrafa 1, foi adicionado NaOH 1N, esta a garrafa foi tampada com rolha de borracha, na qual foram feitos 2 furos para a adaptação de duas seringas. Na Garrafa 2 foram adicionados 10 mL de ácido acético, 250 mL de água destilada fervida e resfriada e 7,5 mL de lodo com concentração de SSV de 133,4 mg/mL tomando-se o cuidado para que não houvesse aeração. Após inseridos estes componentes, a garrafa foi tampada com rolha de borracha perfurada para a adaptação de uma agulha de seringa, conforme apresentado na Figura 3.12a

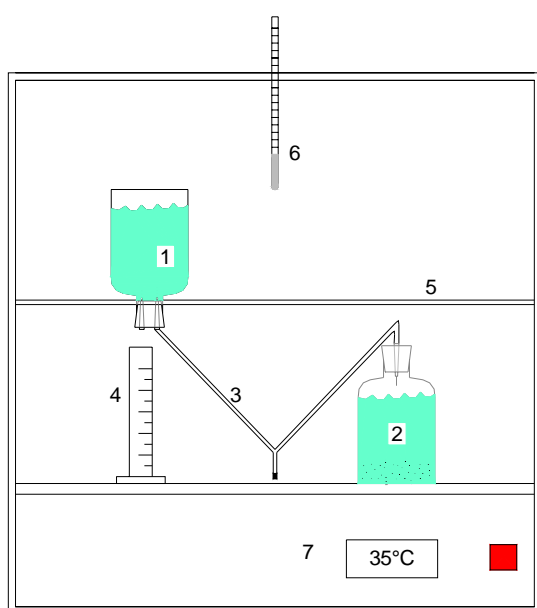
Para a conexão entre as duas garrafas, utilizou-se um tubo de vidro em “Y”, vedado para unir as duas partes da mangueira de silicone com 0,75 mm de diâmetro interno sob a garrafa contendo NaOH 1N, instalada com o gargalo **invertido**, foi

colocada uma proveta graduada de 250 mL, para coletar o volume equivalente de CH_4 produzido.

Neste experimento, a solução de NaOH serve como reagente para eliminar os gases CO_2 e H_2S através da formação dos respectivos sais, $(\text{Na}_2)\text{CO}_3$ e Na_2S .

As Figuras 3.12 a e b apresentam o esquema de procedimento do experimento e o sistema em incubação a 35°C .

FIGURA 3.12 – PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA A DETERMINAÇÃO DA ATIVIDADE METANOGÊNICA



a



b

Legenda: 1 – garrafa de soro de 500 mL contendo NaOH 1N; 2- garrafa de soro de 500 mL, contendo 7,5 mL de SSV equivalentes, provenientes do reator, 250ml de água destilada e 10 ml de ácido acético; 3 - mangueira de conexão entre as garrafas; 4 – proveta graduada de 250 mL, 5 – suporte para a garrafa de soro com NaOH, 6 – termômetro químico; 7 – estufa com temperatura controlada em 35°C .

4 . APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

4.1 REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

4.1.1 . Monitoramento físico-químico

O reator anaeróbico de leito fluidizado foi monitorado através de análises diárias de pH, alcalinidade total/acidez volátil, e seu desempenho foi observado através das análises diárias de DQO e COT. A cada mudança de carga orgânica também foram avaliadas as concentrações de NTK, PO_4^{-3} e SSV.

Os valores médios dos parâmetros analisados em relação a cada carga orgânica aplicada são apresentados no Anexo XV.

O monitoramento dos parâmetros físico-químicos do reator anaeróbico de leito fluidizado foi realizado por um período de 93 dias, ainda na fase de adaptação do inóculo às novas condições e que, de acordo com SHIEH (1992), necessitar de um período de 140 dias, aproximadamente.

Nesta fase, para avaliar a eficiência do sistema, a carga orgânica volumétrica foi alterada para os valores: 0,09 kg DQO/m³d; 0,58 kg DQO/m³d; 2,4 kg DQO/m³d; 3,00 kg DQO/m³d. Em consequência da aplicação de carga orgânica choque, de 3,00 kg DQO/m³d para 4,00 kg DQO/m³d; o sistema foi avaliado para esta última carga aplicada e, novamente, para as cargas de 3,00 kg DQO/m³d e 2,00 kg DQO/m³d.

a) pH – Potencial hidrogeniônico

A verificação da variação temporal do pH foi realizada diariamente e os valores são apresentados no Anexo XI.

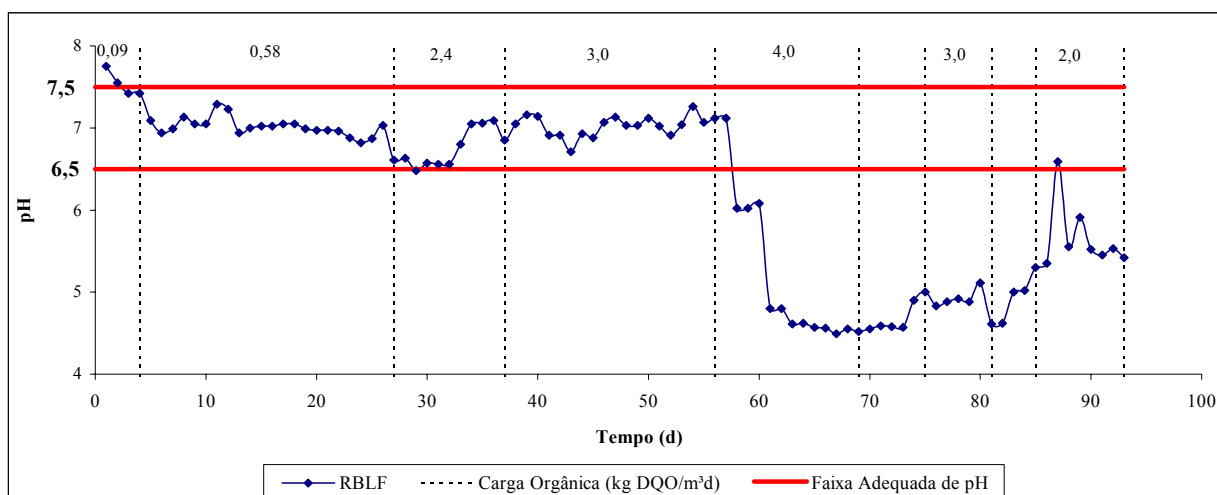
A variação do pH para esta fase do experimento foi de 4,49 a 7,75, com valor médio de $6,25 \pm 0,93$. Até o 57º dia, quando ocorreram problemas operacionais, a partir deste dia o pH variou de 6,48 a 7,75, com valor médio de $7,00 \pm 0,16$.

A Figura 4.1 apresenta a variação temporal do pH, em relação à variação da carga orgânica aplicada no reator anaeróbico de leito fluidizado. Dos valores apresentados na Figura 4.1, 44,1% estão na faixa adequada de pH para a digestão anaeróbia que é de 6,8 a 7,3 ou, ainda, nos limites entre 6,5 e 7,5 (SMITH,

1973; HICKEY e OWENS, 1981; VIEIRA e SOUZA, 1981 e JORDENING PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988). Segundo (MC CARTY, 1966), os valores de pH podem ser indicativos de que não houve redução da atividade biológica.

Como pode ser observado na Figura 4.1, o pH manteve uma relativa constância temporal para a mesma carga orgânica aplicada, até o quinquagésimo sétimo dia, quando ocorreu o choque de carga orgânica. A partir deste ponto, o pH apresentou um valor médio de 5,12, o que representa desequilíbrio do sistema, voltando a apresentar alguma recuperação a partir do oitagésimo dia.

FIGURA 4.1 – VARIAÇÃO TEMPORAL DO pH NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO



A partir da observação dos dados apresentados na a Figura 4.1, para as cargas orgânicas de 0,09 kg DQO/m³d os valores de pH estiveram 50% na faixa adequada, enquanto para as cargas de 0,58 kg DQO/m³d e 3,0 kg DQO/m³d os valores estiveram 100% na faixa adequada. Para a carga orgânica de 2,4 kg DQO/m³d os valores estiveram 90% na faixa adequada. Entretanto, para a carga orgânica de 4,0 kg DQO/m³dia, apenas 7,72% dos valores de pH estiveram na faixa adequada. A diminuição do valor do pH pode ser considerado um indicativo da redução da atividade biológica. Cabe salientar que, no dia posterior à alteração da carga de 3,0 kg DQO/m³d para 4,0 kg DQO/m³d, houve rompimento de uma tubulação do sistema o que resultou em perda de material biológico. A partir deste momento os valores de pH, estiveram abaixo da faixa ideal, o que pode ser um indicativo que o sistema apresentava acúmulo de H⁺, resultado provável do desbalanceamento do sistema, em

função de maior produção de ácidos orgânicos voláteis, consequência do aumento de 33% na carga orgânica aplicada.

De acordo com a literatura, valores de pH abaixo de 6,0 indicam um iminente fracasso na produção de metano a partir dos ácidos voláteis, pois as bactérias produtoras de ácidos apresentam taxa de crescimento sensivelmente maior do que as produtoras de CH_4 . Este desbalanceamento pode ser observado pelo odor característico de ácido propiônico, desprendido no ambiente do laboratório.

Na tentativa de recuperar o sistema do choque causado pelo aumento no fornecimento de substrato, do 70º ao 75º dia de operação, a alimentação do reator foi interrompida, sendo adicionado apenas bicarbonato de sódio, durante este período. No 73º dia, foi acrescentado 3,42 L de inóculo adaptado e armazenado no reator estático III.

No 76º dia a alimentação do sistema foi reiniciada com a carga orgânica de 3,0 kg DQO/m³ dia.

No 82º dia, o sistema foi paralisado novamente, na tentativa de recuperação do sistema, neste período foi observada a estratificação do meio em três camadas, como mostra a Figura 4.2. Neste dia, foi observado que o meio suporte apresentava uma coloração mais clara, cor de areia, período em que foi possível observar o início dos problemas relacionados ao desprendimento dos microrganismos do meio suporte para a massa líquida. Para a condição mencionada acima, foi observada uma camada intermediária, localizada a 28,5 cm da base do reator, entre o suporte sólido e uma terceira camada, que apresentava uma coloração bastante escura, com aparência de biomassa desprendida, localizada a 34 cm da base do reator.

FIGURA 4.2 – ESTRATIFICAÇÃO DO MEIO NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO



No 86º dia o sistema voltou a operar e a adição de substrato foi reduzida para a carga orgânica de 2,0 kg DQO/m³d. Neste período foi possível observar, visualmente, em função do escurecimento das partículas do meio suporte, uma possível aderência dos microrganismos ao suporte sólido. Também foi observado melhora nas condições de fluidização. Entretanto, na tentativa de recuperação do sistema, para o período de aplicação da carga orgânica de 2,0 kg DQO/m³d, 87,5% dos valores de pH estiveram abaixo da faixa adequada.

b) Temperatura

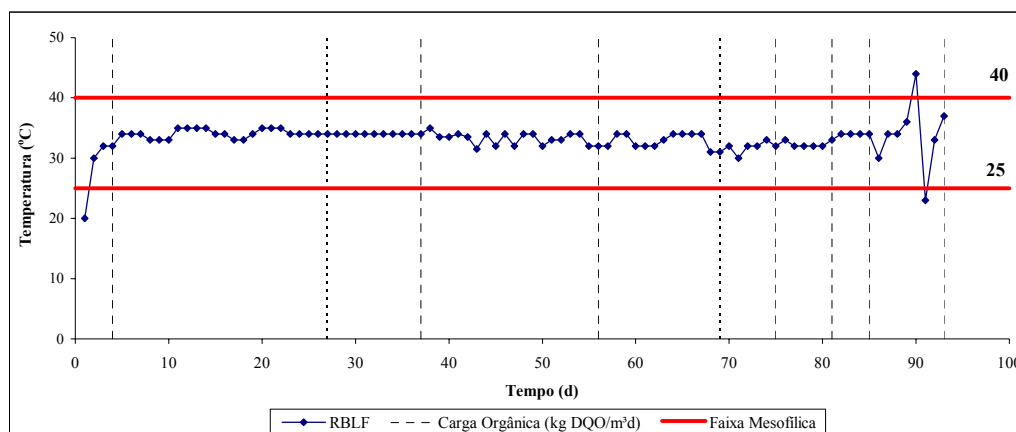
Durante todo o período do experimento, foi observado que um pequeno gradiente de temperatura formou-se no reator. A temperatura média de entrada no reator foi de 35 °C e a de saída foi 33,3 °C, sendo esta variação de $\pm 1,7$ °C. Os valores referentes à variação temporal da temperatura são apresentados no Anexo XI.

A adoção do controle da temperatura através de dois termostatos permitiu maior estabilidade para este parâmetro, evitando, como consequência, choques térmicos. A temperatura média na entrada do reator foi de $(35 \pm 0,2$ °C), com temperatura mínima de 20 °C, no primeiro dia de operação, máxima foi de 44 °C, que

ocorreu no 90º dia de operação, devido a problemas operacionais. A temperatura média na saída do reator foi de $(33,3 \pm 1,39 \text{ }^{\circ}\text{C})$.

A variação da temperatura ao longo do experimento com reator de leito fluidizado é apresentada na Figura 4.3.

FIGURA 4.3 – VARIAÇÃO TEMPORAL DA TEMPERATURA, NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO



c) Alcalinidade total e Acidez volátil

Nesta fase, as análises de alcalinidade total e acidez volátil foram realizadas diariamente. Esta relação foi o parâmetro de controle do processo e foi utilizada para a avaliação da estabilidade do sistema em relação ao consumo do substrato. A relação alcalinidade total/acidez volátil serviu de base para alterar a carga orgânica aplicada ao sistema, que foi realizada quando era observada estabilidade nos valores desta relação.

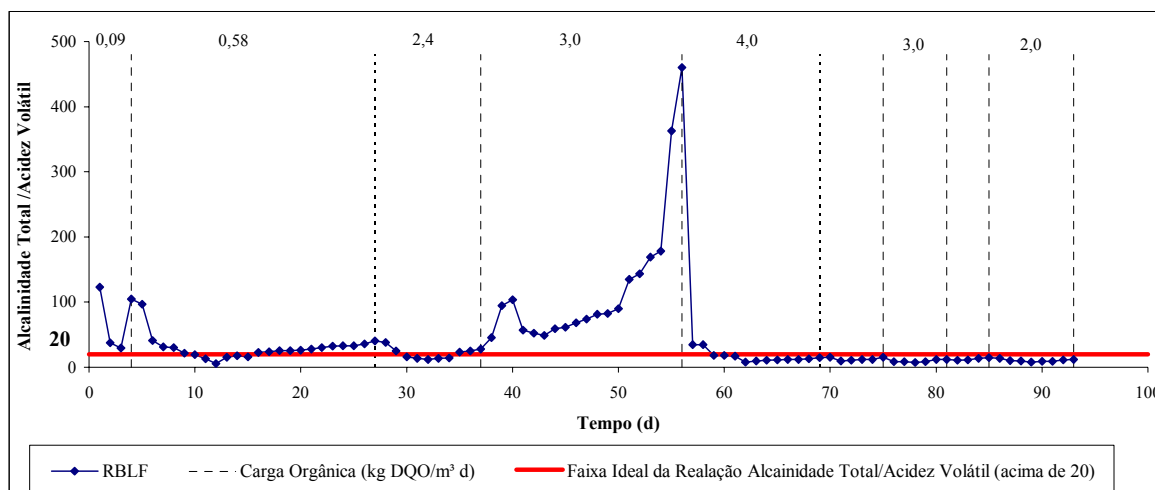
Os resultados referentes à relação alcalinidade total/acidez volátil são apresentados no Anexo XI.

A relação alcalinidade total/acidez volátil foi o parâmetro adotado para o acompanhamento da performance do reator em relação a sua capacidade de tamponamento, pois este parâmetro indica mais rapidamente do que o pH, qualquer desbalanceamento do sistema. O valor de 20, considerado como ideal mínimo, foi adotado para a manutenção das condições anaeróbias (BRAGA, 1989).

O menor valor para a relação alcalinidade total/acidez volátil foi de 5,45, o maior 460, no 12º e 56º dias do experimento, respectivamente, com valor médio de $43,2 \pm 37,5$.

Conforme apresentado na Figura 4.4, o reator anaeróbio de leito fluidizado partiu com a relação de alcalinidade total/acidez volátil de 123. Entretanto, ao longo do período de aclimação, houve grande variação desta relação com valores abaixo de 20, após o choque de carga orgânica.

FIGURA 4.4 – VALORES REFERENTES À RELAÇÃO ALCALINIDADE TOTAL/ACIDEZ VOLÁTIL, NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO



Para a carga orgânica 0,09 kg DQO/m³d, 100% dos valores da relação alcalinidade total/acidez volátil estiveram acima 20. Para as cargas orgânicas de 0,58 kg DQO/m³d, 2,4 kg DQO/m³d e 3,0 kg DQO/m³d, a proporção acima do valor ideal mínimo foi, respectivamente, de 73,9%, 50% e 100%. No último dia de aplicação da carga orgânica de 3,0 kg DQO/m³d foi observado o maior valor para a relação alcalinidade total/acidez volátil (Figura 4.4), indicando boa condição de tamponamento do sistema. Entretanto, com o aumento de 33% na carga orgânica aplicada, associado ao rompimento da tubulação que resultou na perda de material biológico, a partir do quinquagessimo sétimo dia, o maior valor para esta relação foi de 34,5 e o menor 7,45, com valor médio de $13 \pm 3,66$. Para o período de aplicação da carga orgânica de 4,0 kg DQO/m³d, 85,7% dos valores permaneceram abaixo do valor ideal mínimo. Após este período houve adição diária de bicarbonato, mas a relação continuou abaixo da indicada.

Após o 76º dia o sistema voltou a ser operado com a carga orgânica de 3,0 kg DQO/m³d. Entretanto, mesmo com a redução da carga orgânica, 100% dos valores da

relação de alcalinidade total/acidez volátil estiveram abaixo do valor ideal mínimo de 20. Na tentativa de recuperar o sistema, a carga orgânica aplicada foi reduzida para 2,0 kg DQO/m³d, entretanto, no período de aplicação desta carga, 100% dos valores da relação de alcalinidade total/acidez volátil estiveram abaixo do adequado.

A partir do choque de carga orgânica, não foi mais possível recuperar a condição de tamponamento do sistema.

d) Demanda química de oxigênio – DQO

Nesta fase do experimento no reator de leito fluidizado, as análises de DQO foram realizadas diariamente. Este parâmetro foi utilizado para avaliar a eficiência do reator de leito fluidizado em relação a degradação da matéria orgânica.

Conforme a carga orgânica aplicada (Equação 4.1), era alterada a concentração da DQO do substrato, de alimentação do reator de leito fluidizado pois, como mencionado anteriormente, em função da impossibilidade de variação da vazão de alimentação, a opção para aumentar a carga orgânica foi o aumento da concentração de substrato, conseguida a partir da adição de refrigerante degaseificado.

$$C.O. = \frac{Q}{V_{\text{reator}}} [DQO] \quad (4.1)$$

C.O. = Carga orgânica (kg DQO/m³d)

Q = vazão de alimentação do reator de leito fluidizado (m³/d)

V_{reator} = volume do reator (m³)

Os valores médio, máximo e mínimo das concentrações de DQO do substrato e do efluente no reator de leito fluidizado, são apresentados nos Quadros 4.1. e 4.2.

QUADRO 4.1. – VALORES REFERENTES ÀS CONCENTRAÇÕES DA DQO DO SUBSTRATO ALIMENTADO AO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

	Concentração da DQO no Substrato						
	Carga orgânica (kg DQO/m ³ d)						
	0,09	0,58	2,4	3,0	4,0	3,0	2,0
Mínimo	526,4	4031,7	14080,0	18503,9	26107,57	20709,2	13896,4
Médio	553,9 ± 27,5	4420,0 ± 165,7	16644,1 ± 115,3	21643,6 ± 137,7	26981,6 ± 130,8	20943,6 ± 122,9	13903,4 ± 1,7
Máximo	581,5	4761,9	17915,1	24803,1	27790,0	21912,4	13904,4

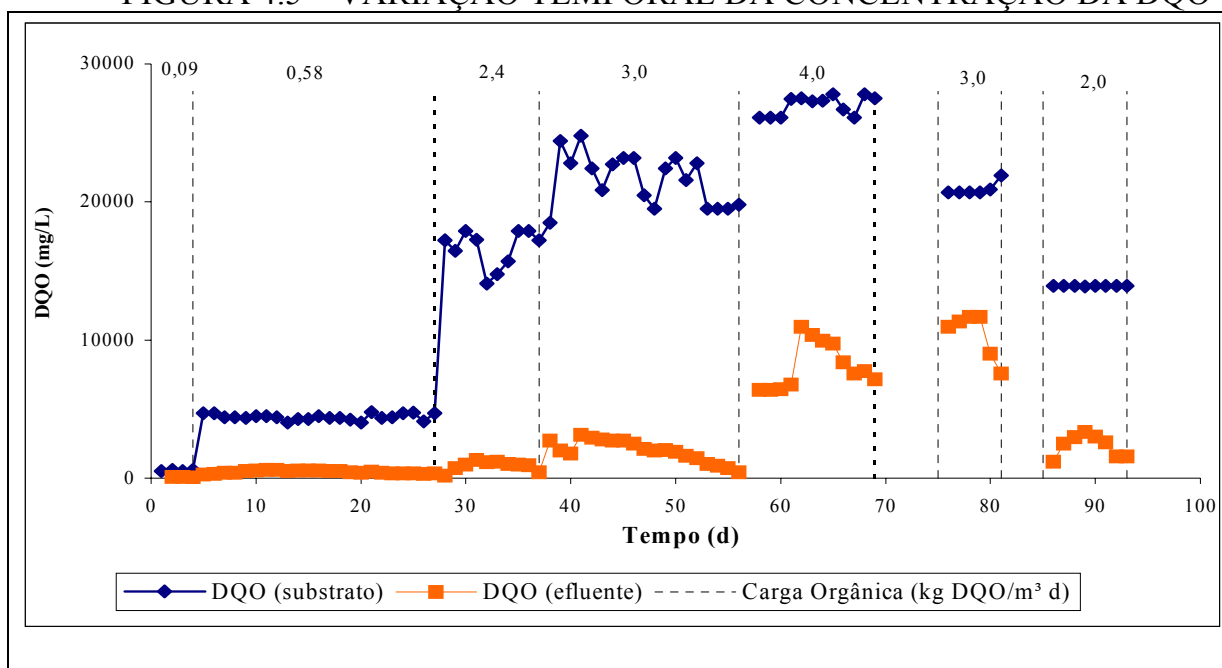
QUADRO 4.2. – VALORES REFERENTES ÀS CONCENTRAÇÕES DA DQO, NO EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

	Concentração da DQO no Efluente						
	Carga orgânica (kg DQO/m ³ d)						
	0,09	0,58	2,4	3,0	4,0	3,0	2,0
Mínimo	38,76	272,00	154,44	416,67	6390,00	7569,72	1191,24
Médio	64,60 ± 17,23	435,54 ± 91,48	876,70 ± 268,60	1967,15 ± 629,63	8154,88 ± 1433,35	10378,45 ± 1395,67	2344,94 ± 671,05
Máximo	77,52	592,59	1299,74	3149,61	10956,18	11699,00	3358,57

As Figuras 4.5 e 4.6 apresentam a variação temporal da concentração da DQO do substrato e do efluente e da eficiência de remoção da matéria orgânica no reator anaeróbico de leito fluidizado, respectivamente.

O valor referente à menor eficiência de remoção da DQO foi de 43,5% no 78º e 79º dias, para a carga orgânica de 3,0 kg/m³d, equivalente ao segundo estágio, isto é, posterior ao choque de carga orgânica. Neste período, a concentração da DQO do substrato foi de 20.709,2 mg O₂/L e a do efluente de 11.699,0 mg O₂/L para as duas datas; os valores do pH foram de 4,92 e 4,88, abaixo da faixa adequada para a digestão anaeróbia. Os valores referentes à relação alcalinidade total/acidez volátil foram de 7,45 e 8,68, respectivamente, e o valor da temperatura de saída, foi de 32°C, para as duas datas. A produção de biogás foi de 1,76 L CH₄/g DQO d e 1,68 L CH₄/g DQO d, valores baixos, se comparados com a média diária de produção de biogás que foi de 10,80 L CH₄/g DQO d.

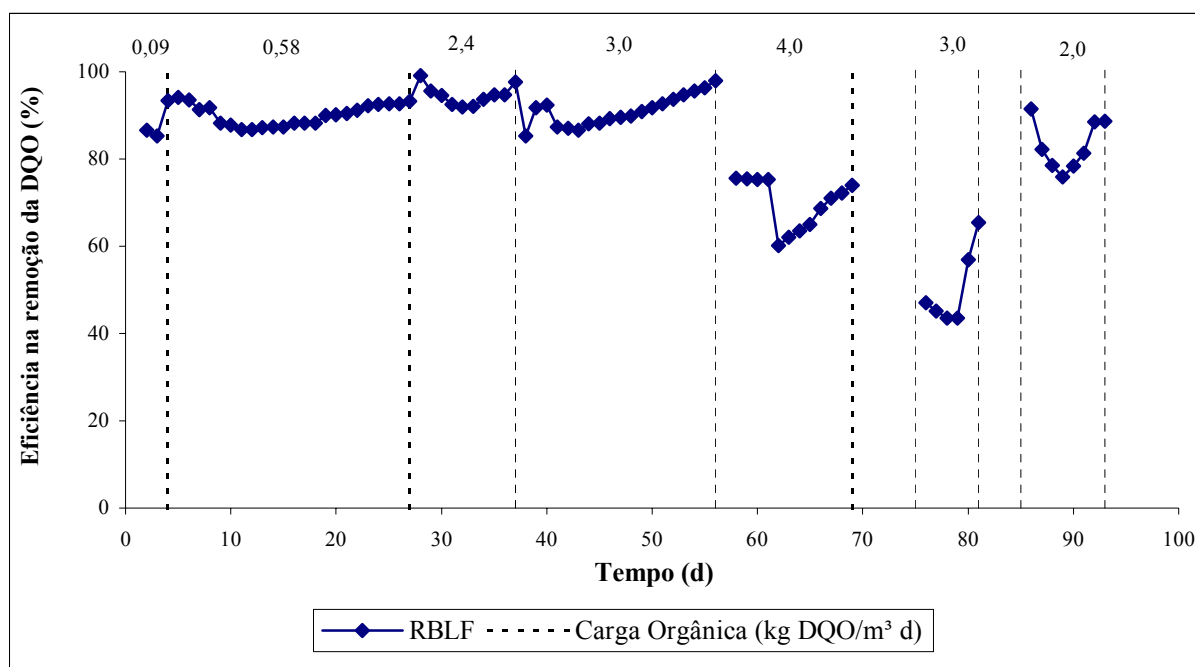
FIGURA 4.5 – VARIAÇÃO TEMPORAL DA CONCENTRAÇÃO DA DQO



A maior eficiência de remoção da DQO foi de 99,1%, no 28º dia, para a carga orgânica de 2,4 kg DBO/m³d. Os valores referentes aos parâmetros de monitoramento do sistema pH, temperatura e relação alcalinidade total/acidez volátil foram 6,63, 34°C e 38,2, respectivamente, com produção de biogás de 13,60 L CH₄/g DQO d, indicando que a capacidade de tamponamento do sistema e de degradação da matéria estavam ocorrendo de maneira adequada. A média de remoção de DQO no reator anaeróbico de leito fluidizado foi de $84,17 \pm 9,87$ %.

Os valores da concentração de DQO do substrato e do efluente do reator anaeróbico de leito fluidizado, assim como os valores das eficiências de remoção da DQO são apresentados no Anexo XII.

FIGURA 4.6 – AVALIAÇÃO TEMPORAL DA EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DA DQO EM REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO



e) *Carbono orgânico total - COT*

Na análise do COT o carbono orgânico é medido diretamente, através da determinação do oxigênio consumido, portanto, através do método que utiliza um instrumento analisador de carbono orgânico, todo o carbono liberado na forma de CO_2 , é medido.

Os valores médio, máximo e mínimo das concentrações de COT do substrato e do efluente no reator de leito fluidizado, estão apresentados no Quadro 4.3. e 4.4.

QUADRO 4.3 – VALORES REFERENTES ÀS CONCENTRAÇÕES DA COT, NOS SUBSTRATOS DE ALIMENTAÇÃO DO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

	Concentração da COT no Substrato						
	Carga orgânica (kg DQO/m ³ d)						
	0,09	0,58	2,4	3,0	4,0	3,0	2,0
Mínimo	146,0	452,8	3846,0	6349,0	5364,0		13896,4
Médio	509,4 ± 34,9	130,4 ± 27,2	4645,3 ± 45,3	7769,8 ± 195,9	7753,1 ± 262,8	13201,0	13903,4 ± 1,7
Máximo	1125,0	248,7	5467,0	9093,0	10320,0		13904,4

QUADRO 4.4 – VALORES REFERENTES ÀS CONCENTRAÇÕES DA COT, NO EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

	Concentração da COT no Efluente					
	Carga orgânica (kg DQO/m ³ d)					
	0,09	0,58	2,4	3,0	4,0	3,0
Mínimo	50,6	74,2	139,3	37,47	1272	
Médio	70,4 ± 19,4	78,9 ± 91,48	340,7 ± 268,60	158,25 ± 629,63	1905,17 ± 1433,35	2080,0
Máximo	91,0	97,1	1109,9	309,3	2839	

As Figuras 4.7 e 4.8 apresentam a variação temporal da concentração da COT do substrato e do efluente no reator anaeróbio de leito fluidizado.

O menor valor da eficiência de remoção do COT foi de 39,2% no 2º dia de operação do sistema. Os valores nesta data referentes ao monitoramento do pH, temperatura de saída e relação alcalinidade total/acidez volátil foram 7,55, 30°C e 37,33, respectivamente. A maior eficiência na remoção da COT foi de 99,5%, no 53º dia do experimento. Nesta data, os valores dos parâmetros de monitoramento do sistema referentes ao pH temperatura e relação alcalinidade total/acidez volátil foram 7,04, 34°C e 169,2, com eficiência na remoção do COT de 94,7%. A eficiência na

remoção do COT foi superior a média do experimento de 84,2%. Os valores da concentração de COT do substrato e do efluente do reator anaeróbio de leito fluidizado e a eficiência média de remoção de COT são apresentados no Anexo XIII.

FIGURA 4.7 - VARIAÇÃO TEMPORAL DA CONCENTRAÇÃO DE COT

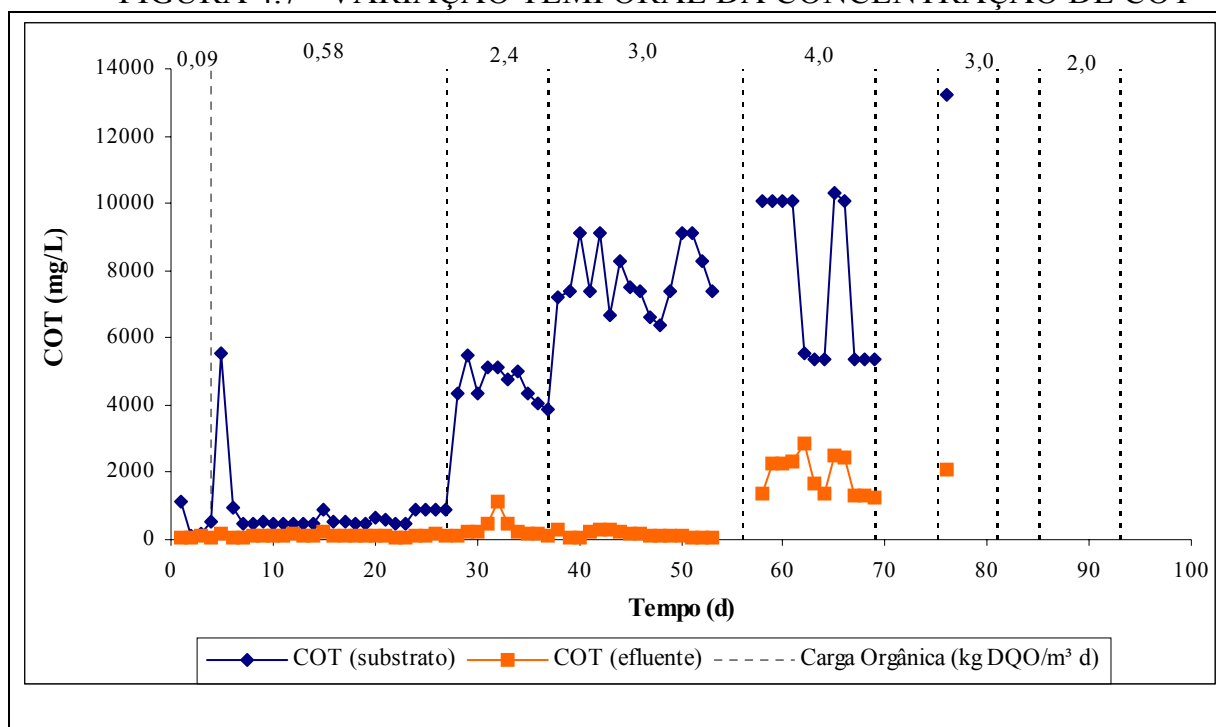
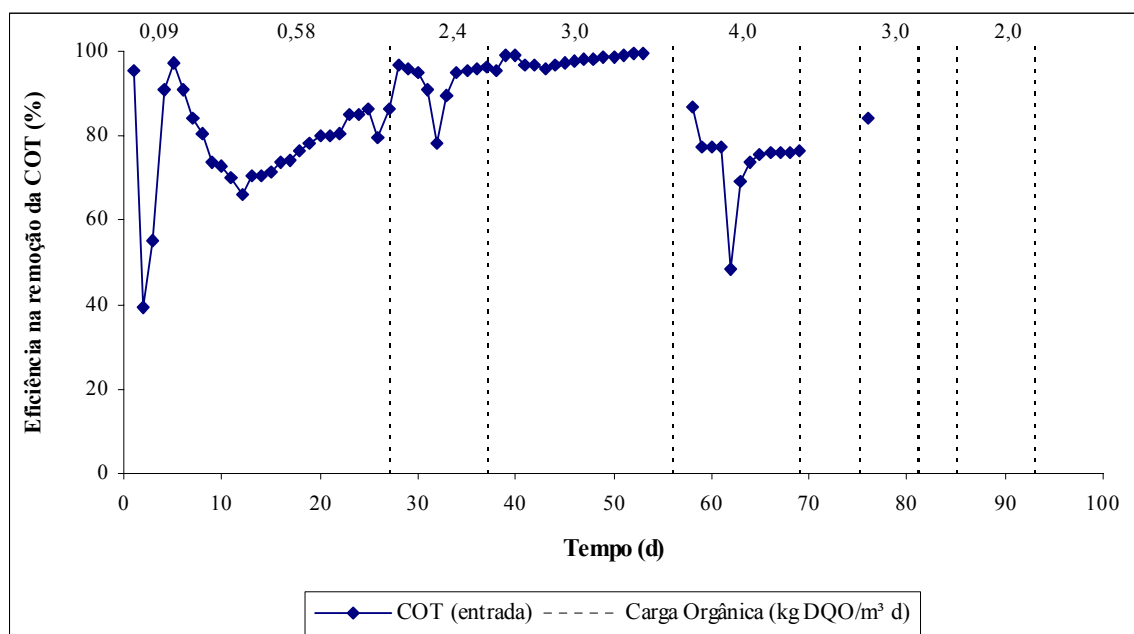


FIGURA 4.8 – EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE COT



f) Produção de gás

A produção volumétrica de biogás foi analisada através do acoplamento de um “data logger” ao sistema de medição de gás instalado no decantador secundário, conforme descrito na metodologia do trabalho.

Devido à indisponibilidade de um cromatógrafo a gás, não foi possível determinar a composição, em porcentagem, do biogás produzido, entretanto, a produção de biogás foi determinada através de experimento para avaliar a atividade metanogênica, que pode ser deduzida a partir da relação foi realizado.

O Quadro 4.5 apresenta os valores mínimo, máximo e médio da produção de biogás para as cargas orgânicas aplicadas ao reator de leito fluidizado.

QUADRO 4.5 – VALORES REFERENTES A PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM RELAÇÃO A CARGA ORGÂNICA APLICADA, NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

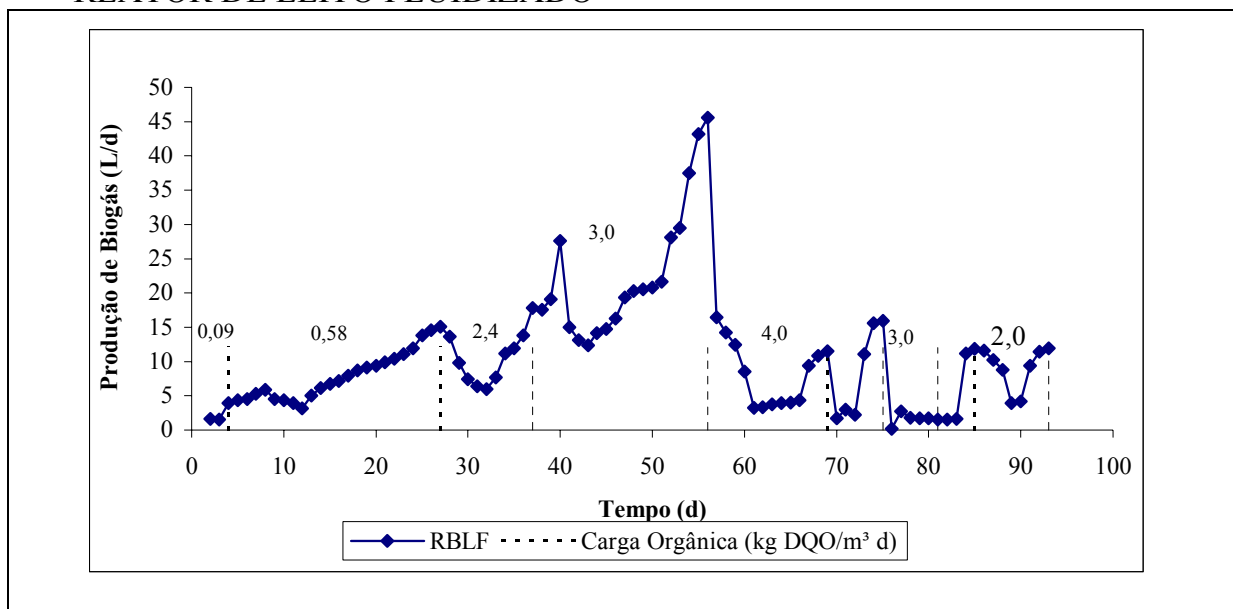
Produção de biogás (L CH ₄ /g DQO d)							
	Carga orgânica 0,09 (kg QO/m ³ d)	Carga orgânica 0,58 (kg QO/m ³ d)	Carga orgânica 2,4 (kg QO/m ³ d)	Carga orgânica 3,0 (kg QO/m ³ d)	Carga orgânica 4,0 (kg QO/m ³ d)	Carga orgânica 3,0 (kg QO/m ³ d)	Carga orgânica 2,0 (kg QO/m ³ d)
Mínimo	1,52	3,12	17,08	12,32	16,40	0,16	3,92
Médio	2,36 ± 1,07	7,94 ± 3,00	10,55 ± 3,10	22,96 ± 7,76	7,68 ± 4,21	1,59 ± 0,50	8,94 ± 2,47
Máximo	3,96	15,04	6,00	45,60	3,20	2,72	11,92

A Figura 4.9 apresenta a produção de biogás em relação à variação temporal e à carga orgânica aplicada. Através desta figura é possível observar que a menor produção de biogás foi de 0,16 L CH₄/g DQO d, no 76º dia, para a carga orgânica de 3,0 kg DQO/m³d. Nesta data, os parâmetros referentes ao monitoramento do sistema pH, temperatura, e relação alcalinidade total/acidez volátil foram 4,83, 33°C 8,74, respectivamente, com eficiência de remoção da DQO de 47,11%. Estes dados mostram que o sistema não estava operando em condições adequadas de pH e relação alcalinidade total/acidez volátil para a adequada digestão anaeróbia da matéria orgânica. Para as condições de operação neste caso, a eficiência de remoção da DQO foi abaixo de 84,17%, média do experimento.

A maior produção de biogás foi de 45,60 L CH₄/g DQO d, no 56º dia, para a carga orgânica de 3,0 kg DQO/m³d. Nesta data os parâmetros referentes ao monitoramento do sistema pH, temperatura e relação alcalinidade total/acidez volátil foram 7,12, 32°C e 460, com eficiência na remoção da DQO foi de 97,89%. Através destes dados foi possível observar que o sistema estava operando na faixa adequada de pH e relação alcalinidade total/acidez volátil. A eficiência de remoção da DQO foi acima da média do experimento, de 84,17%.

A média da produção de biogás para todo o período do experimento foi 10,80 ± 6,15 L CH₄/g DQO d.

FIGURA 4.9 – AVALIAÇÃO TEMPORAL DA PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO



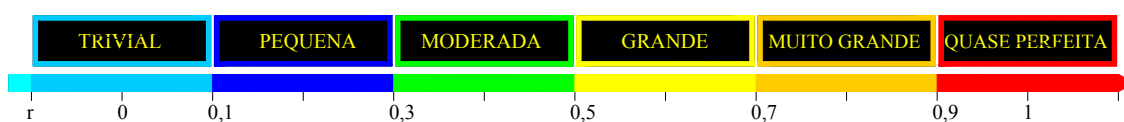
Os valores diários da produção de biogás são apresentados no Anexo XIV.

Os dados apresentados na Figura 4.9 permitem observar que a produção de biogás, em geral, para cada carga orgânica aplicada, primeiramente permanece praticamente constante em geral e, no terceiro dia de aplicação de cada nova carga, a produção de biogás decresce, voltando a aumentar à medida que o sistema estabiliza. Destes dados é possível afirmar que, quanto mais estável estiver o sistema maior será a produção de biogás, sendo o fator limitante a quantidade e a qualidade dos microrganismos existentes no sistema em relação a matéria orgânica que será degradada.

4.2 CORRELAÇÃO ENTRE OS PARAMETROS

As Figuras 4.11 a e 4.14 apresentam as correlações entre os parâmetros analisados para avaliar a eficiência do reator de leito fluidizado utilizado para o tratamento de resíduos líquidos da fabricação de refrigerantes. Para a definição da correlação entre os parâmetros foi utilizado o coeficiente de correlação de Pearson (r) (GARCIA, 2006). O coeficiente de Pearson avalia o quanto duas séries numéricas repousam sobre uma linha reta, indicando assim o grau de sua associação linear, sendo utilizada uma escala de magnitude de correlação apresentada na Figura 4.10.

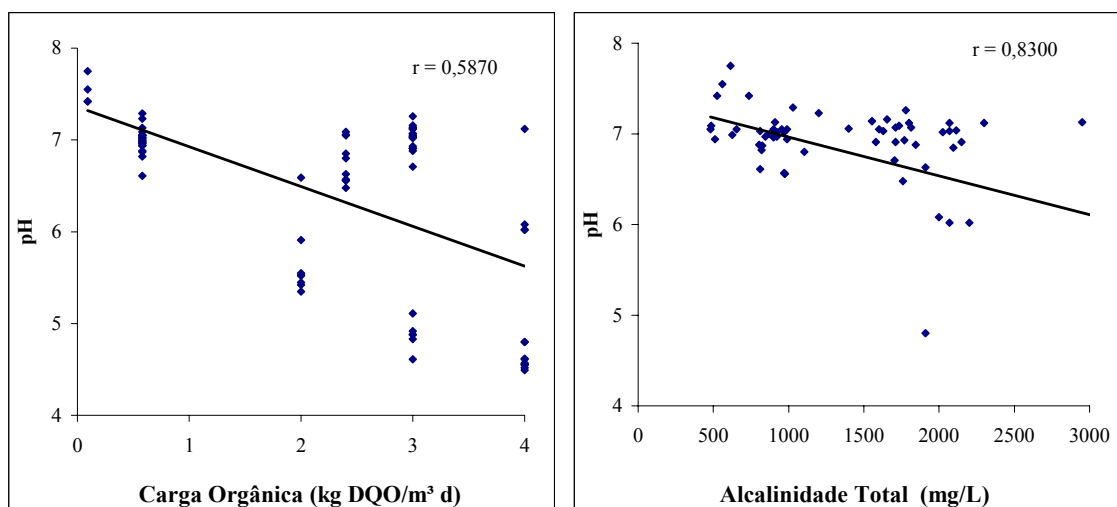
FIGURA 4.10 – ESCALA LINEAR DE MAGENTUDE DAS CORRELAÇÕES DE PEARSON



FONTE: BENZANO e WAGNER (2004)

As Figuras 4.11 a e b apresentam as correlações entre o pH e as cargas orgânicas aplicadas e o pH e a alcalinidade total, respectivamente. Como pode ser observado, os valores de 0,587 e 0,830 para r , indicam que existe correlação de magnitude grande entre o pH e a carga orgânica e magnitude muito grande entre a correlação de pH e a alcalinidade total, neste caso, como era esperado.

FIGURA 4.11 – CORRELAÇÃO ENTRE pH E CARGA ORGÂNICA E pH E ALCALINIDADE TOTAL/ACIDEZ VOLÁTIL NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO



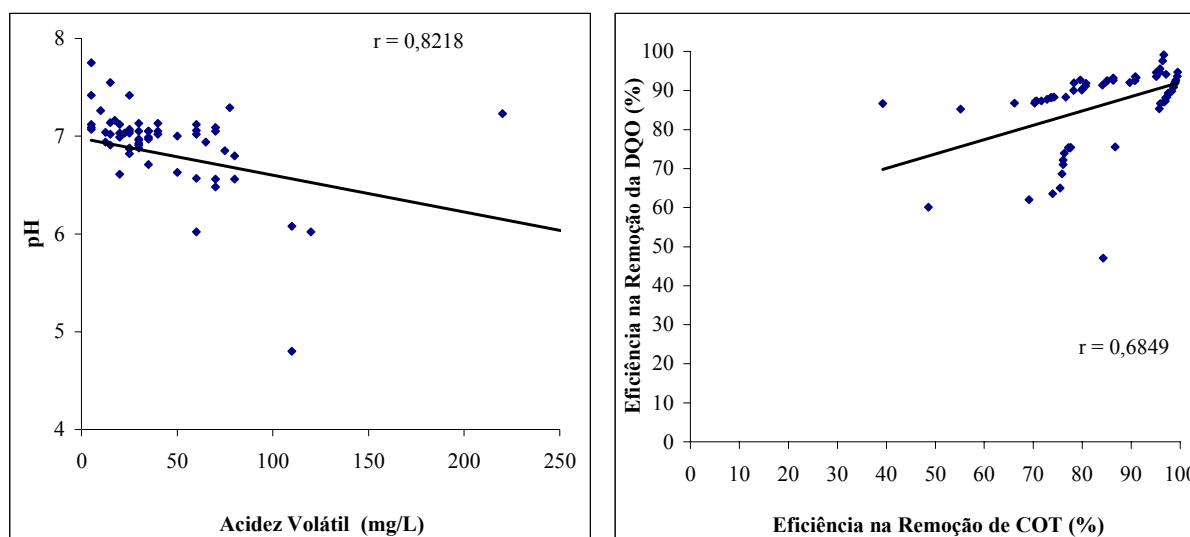
a

b

A Figura 4.12a apresenta a correlação entre o pH e a acidez volátil. Como pode ser observado, o valor de 0,8218 para r , indica que existe magnitude muito grande entre a correlação dos dois parâmetros, devido à presença de CO_2 . O resultado da análise da acidez volátil serve para avaliar, indiretamente, a concentração de ácidos voláteis (butírico, propiônico e acético) no meio. Quanto maior a concentração de ácidos, maior o valor da acidez e menor o valor do pH.

A Figura 4.12b apresenta a correlação entre a eficiência de remoção da DQO e do COT. Através da análise do coeficiente r de Pearson cujo valor foi de 0,6849, pode ser afirmado que existe magnitude grande entre a correlação dos dois parâmetros.

FIGURA 4.12 – CORRELAÇÃO ENTRE O pH, ACIDEZ VOLÁTIL E pH E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DA DQO E EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE COT ANÁLISADOS NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO



a

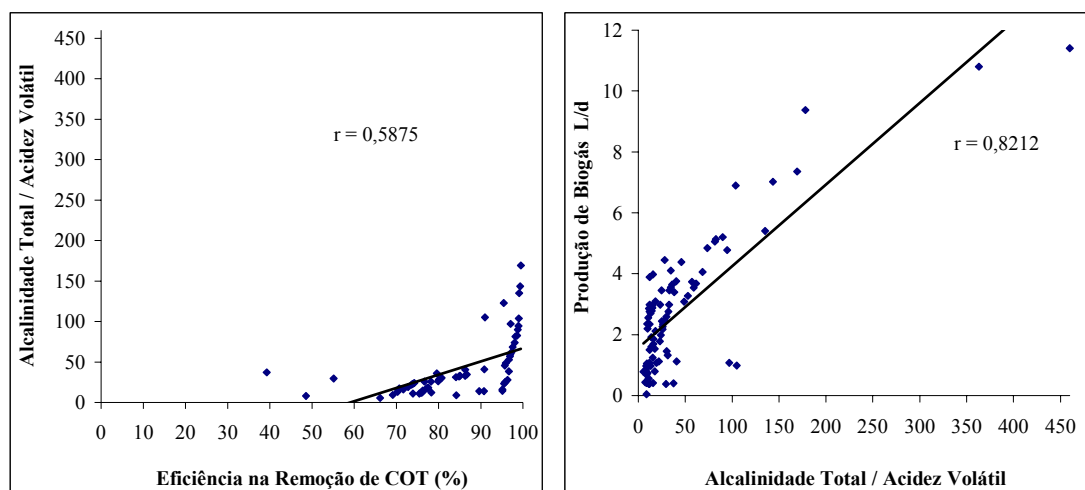
b

A Figura 4.13a apresenta a correlação entre a relação alcalinidade total/acidez volátil e a eficiência de remoção de COT. Como pode ser observado, o valor de 0,5875 para r , indica a existência de correlação de magnitude grande entre estes dois parâmetros.

A Figura 4.13b apresenta a correlação entre a produção de biogás e a relação alcalinidade total/acidez volátil. Como pode ser observado, o valor de 0,8212 para r , indica a existência da correlação de magnitude muito grande entre estes dois

parâmetros. A correlação entre estes parâmetros é um indicativo de que quanto mais estável o sistema maior será a produção de biogás.

FIGURA 4.13 – CORRELAÇÃO ENTRE ALCALINIDADE TOTAL/ACIDEZ VOLÁTIL E A EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE COT E PRODUÇÃO DE BIOGÁS ANÁLISADOS NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

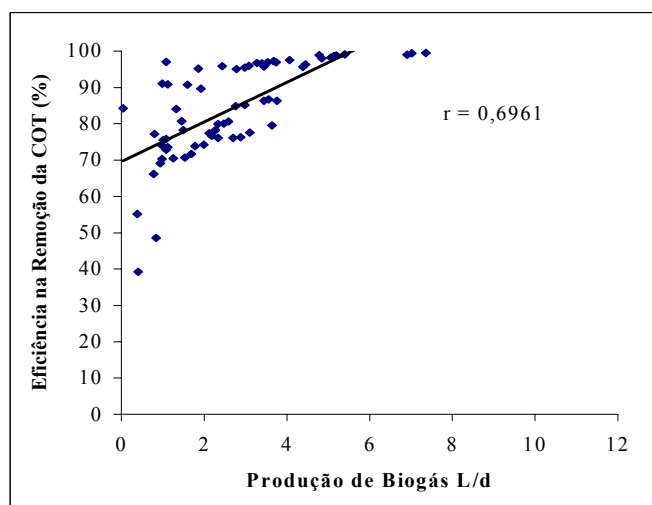


a

b

A Figura 4.14 apresenta a correlação entre a eficiência da remoção de COT e a produção de biogás. Como pode ser observado, o valor de 0,6961 para r , também indica que existe magnitude de muito grande correlação entre estes dois parâmetros.

FIGURA 4.14 – CORRELAÇÃO ENTRE A EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE COT E A PRODUÇÃO DE BIOGÁS ANÁLISADOS NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO



4.3 ATIVIDADE METANOGENICA

Devido à impossibilidade de realizar análise cromatográfica da composição do biogás produzido no reator de leito fluidizado, e por ter sido considerado que apenas a leitura do volume do gás produzido não seria satisfatória, decidiu-se pela realização do teste da atividade metanogênica.

A atividade metanogênica específica do inóculo (A_{CH_4}) foi definida através da quantidade de substrato convertido a metano por unidade de massa de inóculo por unidade de tempo, como expresso pela Equação 4.2:

$$A_{CH_4} = g_{CH_4DQO} / g_{SSV \times d} \quad (4.2)$$

Onde:

A_{CH_4} = Atividade metânogenica

g_{CH_4DQO} = gramas de quantidade de substrato convertido em metano

$g_{SSV} d$ = unidade de massa de lodo por unidade de tempo

De acordo com a metodologia (UNAM, 1990), é necessário calcular a quantidade de microrganismos que irão converter o substrato a metano. Portanto, para determinar a quantidade de microrganismos, representada indiretamente pela concentração de sólidos suspensos voláteis, necessária para o desenvolvimento deste teste, primeiramente, foi determinada a quantidade de sólidos suspensos voláteis da amostra centrifugada, que apresentou a concentração de 133,40 mgSSV/mL,

De acordo com a metodologia adotada (UNAM, 1990), seria necessário determinar a quantidade de SSV para 1g de inóculo, portanto dividindo 1g por 133,4 mg/mL, resultou em 7,5 ml de inóculo, volume considerada suficiente para a conversão do substrato em metano.

Conforme mencionado no Capítulo 3, para que o experimento fosse levado a efeito, em uma garrafa de soro de 500 mL, foram adicionados 10 mL de ácido acético, 250 mL de água destilada fervida e resfriada e 7,5 mL de lodo com a concentração de

SSV de 133,4 mg/mL, tendo sido tomado cuidado para que não houvesse aeração. Na garrafa colocada na posição invertida, foi adicionado 500 mL de NaOH 1N. O ácido acético serve como substrato para os microrganismos, que o convertem em biogás, que é uma mistura de CH₄, CO₂, H₂S e N₂. Desta mistura de gases, o CO₂ representa uma importante fração do biogás, entretanto, como o objetivo deste teste é determinar a massa de metano produzida pelas bactérias presentes na massa de lodo, o CO₂ e o H₂S ao passarem pela solução concentrada de NaOH 1N, reagem formando os respectivos sais, (Na₂CO₃ e Na₂S). Desta forma, o metano produzido é analisado. Assim, o gás produzido ocupa espaço na garrafa, deslocando um volume equivalente da solução de NaOH, volume este medido em proveta graduada. Com este procedimento pode-se quantificar o volume de CH₄ produzido.

O experimento foi levado a efeito por 80 horas, em estufa com temperatura controlada em 35°C. Foi considerado encerrado quando o experimento quando o consumo de substrato foi totalmente convertido em metano.

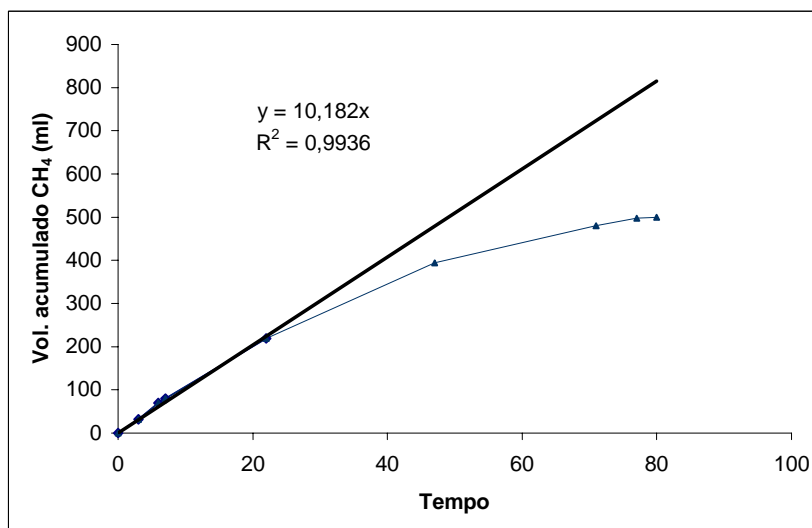
Geralmente, a produção de biogás começa a ser determinada após as primeiras 6 horas, quando já ocorreram a adaptação dos microrganismos ao excesso de ácido acético e o equilíbrio entre as fases líquida e gasosa nas garrafas de reação (UNAM, 1990).

O Quadro 4.6 e a Figura 4.16 apresentam a produção de metano em relação ao tempo.

QUADRO 4.6. – PRODUÇÃO DE METANO EM RELAÇÃO AO TEMPO

Dia	Hora	Tempo (h)	CH ₄ (mL)	Vol. CH ₄ Acumulado (mL)
1	11:30	0	0	0
1	14:30	3	32	32
1	17:30	6	38	70
1	18:30	7	9,7	79,7
2	09:30	22	139	218,7
3	10:30	47	176	394,7
4	10:30	71	85	479,7
4	16:30	77	18	497,7
4	19:30	80	2	499,7

FIGURA 4.16 – PRODUÇÃO DE METANO EM RELAÇÃO AO TEMPO



A Figura 4.22 foi produzida de acordo com os procedimentos especificados por (UNAM, 1990). Após a inserção dos dados referentes ao tempo do experimento e à produção de biogás, foi determinada a linha de tendência para o período de tempo referente à produção de 50% de metano. Neste experimento, este período foi próximo de 22h, tendo sido adotado como o tempo para os cálculos. Portanto, para o tempo de 22h foi determinada a linha de tendência, com coeficiente angular igual a 9,94, que se refere a velocidade de produção de CH₄ (mL CH₄/d) (R).

A Equação 4.3 conforme a metodologia (UNAM, 1990), foi utilizada para o cálculo da quantidade de metano produzido, através dos dados referentes a velocidade de produção de metano, por uma unidade de massa de inóculo, o fator de conversão foi obtido através do Quadro 4.7.

$$A_{CH_4} = \frac{(R \times 24)}{(FC \times MSSV)} \quad (4.3)$$

Onde:

R= velocidade de produção de CH₄ (mL CH₄/d)

24 = fator de conversão de horas em dias

FC = fator de conversão de mLCH₄/g DQO para mL CH₄/g DQO

MSSV = massa de lodo utilizado na garrafa (g SSV)

Portanto:

$$A_{CH_4} = \frac{(R \times 24)}{(FC \times MSSV)}$$

$$A_{CH_4} = \frac{(9,94 \text{ mLCH}_4 / h) \times (24 \text{ h} / d)}{(418 \text{ mLCH}_4 / gDQO) \times (1gSSV)} \quad (4.4)$$

Da aplicação da Equação 4.4 aos dados coletados resultou na produção de metano em relação à massa de lodo (material biológico) igual a:

$$A_{CH_4} = 0,57g \text{ CH}_4 \text{ DQO/g SSV.d}$$

Portanto, a quantidade de substrato convertido a metano por unidade de massa de inóculo por unidade de tempo foi de 0,57g CH₄ DQO/g SSV.d. Este resultado, comparado ao valor teórico de 1g CH₄ DQO/g SSV.d, indica que o lodo presente no reator estava ativo, quando em condições ideais.

O Quadro 4.7 apresenta os fatores de conversão (FC) em função da temperatura utilizada, para calcular a quantidade de DQO contida no CH₄. Como o experimento foi levado a efeito em estufa com temperatura controlada a 35 °C, o fator de correção para o CH₄ úmido foi de 418 (mLCH₄/gDQO).

QUADRO 4.7. – FATOR DE CONVERSÃO PARA CALCULAR A QUANTIDADE DE DQO CONTIDA NO CH₄

Temperatura da garrafa invertida (°C)	CH ₄ seco (mLCH ₄ /gDQO)	CH ₄ úmido (mLCH ₄ /gDQO)
10	363	367
15	369	376
20	376	385
25	382	394
30	388	405
35	395	418
40	401	433
45	408	450
50	414	471

Nota: P=1 atm; valores em mL de CH₄ equivalente a 1 g de DQO

Para determinar a quantidade teórica de metano produzido no reator, foi primeiramente realizada a análise da concentração de SSV no reator de leito fluidizado. Da análise gravimétrica resultou a concentração de 1690 mg/L para uma amostra de 10,58g. Através destes dados, e da utilização da Equação 4.5, foi possível calcular a quantidade teórica de metano no reator:

$$mg\ SSV_{reator} = \frac{mgSSV}{g_{suporte\ na\ amostra}} \times g_{suporte\ no\ reator} \quad (4.5)$$

$$mg\ SSV_{reator} = \frac{1690\left(\frac{mg}{l}\right)}{10,58g} \times 84,16g \quad (4.6)$$

$$mg\ SSV_{reator} = 13.443,33mgSSV \text{ (quantidade de biomassa total no reator)} \quad (4.7)$$

$$13,44\ g\ SSV_{reator} \times 0,57\left(\frac{gCH_4DQO}{gSSVd}\right) = 7,66gCH_4DQO/d \quad (4.8)$$

$$\text{Se } 1g \text{ de } CH_4 \text{ é equivalente a } 4g \text{ de } CH_4\ DQO \quad (4.9)$$

Então:

$$7,66\ gCH_4DQO/d \times \left(\frac{1\ gCH_4}{4\ gCH_4DQO}\right) = 1,92\left(\frac{gCH_4}{d}\right) \quad (4.10)$$

Portanto, para transformar em volume, a quantidade em gramas de metano produzido é dividido pelo tempo em dias e pela sua massa molar que é 16 g.

Portanto,

$$1,92\left(\frac{gCH_4}{d}\right) \times \left(\frac{1\ mol}{16\ g}\right) = 0,12\left(\frac{mol\ CH_4}{d}\right) \quad (4.11)$$

Sabendo que, 1 mol de gás ideal possui 22,4 L (0 °C, 1 atm), multiplica-se este valor pelo volume de metano produzido por dia.

$$0,12\left(\frac{mol\ CH_4}{d}\right) \times 22,4\left(\frac{L}{mol}\right) = 2,64\left(\frac{L\ CH_4}{d}\right) \quad (4.12)$$

Aplicando a lei dos gases,

$$\frac{P_1 V_1}{T_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2} \quad (4.13)$$

$$V_2 = \frac{1 \text{ atm} \times 2,64 \text{ L} \times 295^0 \text{ K}}{273^0 \text{ K} \times 0,9 \text{ atm}} \quad (4.14)$$

Que resulta no volume de:

$$V_2 = 3,17 \text{ L CH}_4 / d$$

Considerando a proporção de metano de até 65% no volume total de biogás, o volume teórico de biogás produzido nas condições de temperatura e pressão de Curitiba, sendo a temperatura média de 22 °C e pressão atmosférica média de 0,9 atm, foi de 4,88 L biogás/ d. Esta quantidade de biogás produzido, refere-se à quantidade máxima teórica de biogás, que o sistema poderia produzir, no período em que a carga orgânica utilizada era de 2 kg DQO/m³d, quando foi realizado o experimento.

O volume teórico de metano produzido no reator de leito fluidizado neste estudo, foi de aproximadamente 1,61 L CH₄/g DQO d, sendo superior ao referido por BORJA et al. (2000) e SREEKRISMAN (1991) que encontraram 0,17 L CH₄/g DQO d e 0,38 L CH₄/g DQO d respectivamente e inferior ao encontrado por YE, CHEN e FENG (2003), que foi de 2,02 L CH₄/g DQO d. Podendo ser considerado um valor razoável, se analisado em termos das condições de condução do teste, que foi realizado após o sistema ter sofrido um choque de carga orgânica, entre as cargas de 3,0 kg DQO/m³.d e 4,0 kg DQO/m³.d.

4.4 COMPARAÇÃO DOS RESULTADOS OBTIDOS COM RESULTADOS DE OUTRAS PESQUISAS COM REATORES DE LEITO FLUIDIZADO

O sistema desenvolvido foi comparado com o sistema desenvolvido por (SHIEH, 1992) que também utilizou um reator anaeróbio de leito fluidizado monitorado no tempo da partida, para os dois experimentos foi utilizado como substrato efluente da indústria de refrigerantes, os dois reatores têm formatos cilíndricos e decantador de sólidos acoplado no topo do reator. O utilizado por (SHIEH, 1992) possuía 1,55L de volume e deste estudo o volume do reator foi de 6L.

O material suporte utilizado foi diferente, (SHIEH, 1992) utilizou R-633 de diâmetro 0,321mm. Para este estudo o material suporte utilizado foi a areia de diâmetro médio geométrico de 0,324mm.

A maior eficiência na remoção de COT encontrada por (SHIEH, 1992) foi de 99% de TOC para a carga orgânica de 6 g COT/L, sendo que neste estudo a maior eficiência na remoção de COT encontrada foi de 97,74% para a carga orgânica de 4,0 kg DQO/m³, os dois experimentos mantiveram a temperatura controlada em 35°C. Ao comparar estes resultados observa-se que os valor referente a eficiência de remoção de COT neste experimento foi um bom resultado, mesmo enfrentando problemas, como perda de material biológico, através do rompimento de tubulação e carga de choque durante a mudança da carga orgânica de 3 para 4 kg DQO/m³.

O Quadro 4.7 apresenta a comparação entre valores referentes a este estudo e outros que utilizaram reatores de anaeróbios de leito fluidizado, sendo que a média da da eficiência da remoção de DQO e COT dos outros estudos foi de 83,65% e 99%, respectivamente, enquanto os resultados obtidos por este estudo, foram de 94,73% e 97,74%, respectivamente, resultados compatíveis com aqueles apresentados pelos referidos outros autores.

Pelo Quadro 4.7 pode-se observar que a maioria dos reatores são de forma cilíndrica, apresentam temperatura controlada, mas existe uma grande diversificação com relação a dimensão e ao material suporte, sendo que a maioria dos experimento utilizou carvão ativado granular (CAG), que segundo os (SHIEH e MULCAHY 1986) proporciona uma melhor aderência e conseqüentemente maior eficiência na redução de

YEE, HSU e SHIEH (1991)		areia silicosa				redução de 99% de TOC para a carga orgânica de 12 g TOC/L dia
HSU e SHIEH (1992)	Efluente da Indústria de Refrigerante	R-633 0,321mm	1,55 cilíndrico		35 ± 1	redução de 99% de TOC p/ Carga orgânica de 6 g COT/L
MANRESA et al. (2000)	Efluente da destilação do álcool	Carvão ativado da casca de coco 0,5 a 0,8 mm	0,75	120		redução de 75 a 78 % da DQO
MANRESA et al. (2000)	Efluente da destilação do álcool	zeolita natural 0,5 a 0,8 mm	1	120		redução de 80% da DQO e 2 L/d de produção de metano
POLANCO et al. (2000)	Efluente da fabricação da vinhaça	CAG 0,42-0,85 mm	1,5	250 dias	33±2°	redução de 93% a 55% de DQO para a carga orgânica de 1,7 g DQO/l d e 81% de produção de CH ₄
BORJA et al, (2000)	Efluente da destilaria de vinho	saponite (silicato de magnésio) 0,4 a 0,8 mm	1,2 cilindrico		35°C	redução de 98,3 a 80 % da DQO para a carga orgânica entre 0,6 a 9,3 g DQO/L dia e 0,33 L CH ₄ /g
PEREIRA et al. (2000)	Efluente de Esgoto sanitário	CAG 2mm	3.200 cilindrico			redução de 81% de DQO
YE, CHEN e FENG (2003)	Efluente esgoto sintético		6,2		28 ±1°C	redução de 90,8 % de DQO e produção de 7,5 L/L dia de gás
Este estudo	Efluente da Indústria de Refrigerante	Areia 0,324 mm	6,00 cilíndrico		35 ± 0,2	redução de 97,74%. COT p/ carga orgânica de 4,0 kg DQO/m ³ d e 94,73% de DQO p/ carga orgânica de 2,4 kg DQO/m ³ d

4.5 Fluidização

Durante a operação do reator de leito fluidizado foi analisada a fluidização sendo adotado que esta seria acompanhada a cada mudança de carga orgânica.

Para os cálculos de fluidização foram utilizados os valores apresentados no Quadro 4.16 e os resultados obtidos estão apresentados no Quadro 4.9.

QUADRO 4.9. – PARÂMETROS UTILIZADOS PARA O CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DA FLUIDIZAÇÃO DO SISTEMA

PARÂMETROS	VALORES
Diâmetro médio geométrico das partículas de areia (d_p)	0,324 mm
Densidade da areia (ρ_p)	2,63 g/cm ³
Densidade do fluido (ρ_f)	1100 g/cm ³
Número de Froude (Fr)	0,00026
Área da seção do reator	0,000143
Número de Reynolds (Re)	1,21
Vazão do fluido (Q)	0,048 m ³ /h
Velocidade superficial (v_s)	0,093 m/s
Viscosidade (μ)	984,83

QUADRO 4.10. – EFICIÊNCIA DA FLUIDIZAÇÃO DO SISTEMA

Carga orgânica kgDQO/m ³ d	Dias	H _E (cm)	H _F cm	Fluidização (%)	V _f (cm ³)	V _s (cm ³)	9. ϵ	10. Δp	11. v_c	12. η
0,09	1. 0	26	30	15	1715,8	0,002	4294,16	0,004	25,03	22,22
0,58	27	25	32	28	1429,5	0,001	4580,44	0,005	32,04	23,70
2,4	37	25	34	36	1143,2	0,001	4866,72	0,005	42,57	25,19
3,0	56	25	35	40	1000,1	0,001	5009,86	0,005	50,09	25,93
4,0	70	19	20	5	3147,2	0,003	2862,78	0,003	9,09	14,81
3,0	81	25	36	44	570,72	0,0005	5439,28	0,005	95,30	26,67
2,0	93	25	38	52	570,72	0,0006	5439,28	0,005	95,30	28,15

(H_E) = Altura do leito estático (cm); (H_F) = Altura do leito fluidizado (cm), (V_f) = volume do leito fluidizado (cm³); (V_s) = volume de sólido (cm³); (ϵ) = porosidade, (Δp) = perda de carga; (v_c) = Velocidade crítica; (η) = eficiência da fluidização.

O Quadro 4.10, apresenta parâmetros referentes a fluidização do reator anaeróbio para cada carga orgânica, pode-se observar que, à medida que o tempo passava a fluidização aumentava, devido ao biofilme, que se formava, mas quando ocorreram os problemas carga de choque e posterior a perda de material biológico, devido ao rompimento de uma tubulação, o resultado foi a queda da fluidização. Após o acréscimo de material biológico no 73º dia de experimento, a fluidização aumentou progressivamente, devido a aderência do material biológico na areia formando o biofilme, e conseqüentemente, o biofilme tornou o meio suporte mais leve. A fluidização do leito é diretamente proporcional a porosidade e a perda de carga e a eficiência da fluidização é diretamente proporcional a porcentagem da fluidização, do sistema.

5. CONCLUSÃO RECOMENDAÇÕES

Os dados resultantes da avaliação do reator anaeróbio de leito fluidizado mostraram que o sistema, apesar de ter sido monitorado apenas para um período de 93 dias, referentes à adaptação do inoculo ao resíduo líquido da fabricação de refrigerantes, apresentou boa eficiência em relação à remoção da matéria orgânica na forma de DQO e COT, manutenção da temperatura e do pH na faixa mesofílica, além de ter apresentado condições de tamponamento do meio, exceção feita ao período após a ocorrência de carga orgânica choque, quando a cultura de bactérias foi exposta a um aumento da carga aplicada de 3,0 kg DQO/m³d para 4,0 kg DQO/m³d.

O sistema também mostrou capacidade elevada de produção de biogás, que variou de 0,16 L CH₄/g DQO d a 45,60 L CH₄/g DQO d, valores referentes às cargas orgânicas de 0,09 kg DQO/m³d e 3,0 kg DQO/m³d, respectivamente.

Para a continuidade da pesquisa nesta área sugere-se:

- utilizar como parâmetro de controle do processo anaeróbio o valor da relação alcalinidade total/acidez volátil ≤ 10 ;
- avaliar a performance do sistema através utilizando, também, amostras filtradas para as análises dos parâmetros DQO e COT;
- avaliar o crescimento do biofilme, através da análise da concentração de sólidos voláteis (SV), para amostras coletadas com meio suporte.

REFERÊNCIAS

- ABREU, L.M. **Aspectos Microbiológicos de los Procesos de Nitrificación-Desnitrificación**, in: “III Taller Y Seminario Latino Americano: Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales”, Montevideu, Uruguay, 1994. p. 55-64
- AĞDAĞ, O N., SPONZA, D. T. Effect of Alkalinity on the Performance of a simulated Landfill Bioreactor Digesting Organic Solid Wastes. **Elsevier Ltd.** Department of Environmental Engineering, Dokuz Eylul Universit, Buca Kaynaklar Campus, Tinaztepe-Izmir, Turkey, 2004. p. 871-879.
- AISSE, M. M.; LOBATO, M. B.; BONA, A; GABORSSA, L.H.P.; JÜRGENSEN, D. e ALÉM SOBRINHO, P. (2001). Avaliação do Sistema Reator UASB e Filtro Biológico para o Tratamento de Esgoto Sanitário, in: “21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental”, ABES, **Anais**, João Pessoa, PB.
- AKUTSU, J. **Emprego de Reator de Leito Fluidizado para Tratamento Biológico Anaeróbio de Água Residuárias de uma Indústria de Conservas Alimentícias**. Dissertação de Mestrado – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC). Universidade de São Paulo (USP), 1985.
- ALAERTS, G.J., S. VEENSTRA, M. BENTVELSEN, AND L.A. VAN DUIJL. 1990. **Feasibility of Anaerobic Sewage Treatment in Sanitation Strategies in Developing Countries**. Report No. 20. Delft, The Netherlands: International Institute for Infrastructural, Hydraulic, and Environmental Engineering.
- ANDRADE NETO, C. O; PEREIRA. M. G; MELO. N.S. Materiais alternativos para enchimento de filtros anaeróbios: conduíte cortado e tijolo cerâmico. **Anais...**, VI Oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia – Pernambuco-Br, 2000.Vol. 1. p.28-35.
- ANDREWS, G. F. Fluidized-bed fermenters: a seteady-state analsis. **Biotechnology and Bioengineering**. XXIV (9): 2013-30, September, 1982.
- ANDREWS, G. “ Selecting particles for fluidized-bed bioreactors with flocculent biomass.” **Biotechnol. Progress**, 2(1), 16-22, 1986.
- ASM. (2000). Environmental Change: microbial contributions, microbial solutions. American Society for Microbiology. <http://www.asmta.org/pasrc/reports.htm>.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **Areia normal para ensaio de cimento** – Especificação. NBR 7214. Rio de Janeiro, 1982, 7p.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. Determinação do teor de materiais pulverulentos nos agregados. NBR 7219. Rio de Janeiro, 1982.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. Determinação do teor de argila em torrões nos agregados. NBR 7219. Rio de Janeiro, 1982.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. Agregados para concreto – Determinação de sais, cloretos e sulfatos solúveis. NBR 9917 Rio de Janeiro, 1987.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA D NORMAS TÉCNICAS. **Agregado para concreto**. NBR 7211. Rio de Janeiro, 2005, 9 p.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA D NORMAS TÉCNICAS. Determinação da massa específica de agregados. NBR 9776. Rio de Janeiro, 1987.

ATKINSON, B. and COOPER, P. Biological Treatment of Water and Wasterwater, **Ellis Howoord Ltd**, New York, 1981.

ATKINSON, B. CUMMINGHAM, J.D. and PINCHES, A. “Biomass holdups and overall rates os substrate (glucose) uptake of support particles containing a mixed microbial culture.” **Chemical Engrg. Res. Des.**, 62 (3), 155-164, 1984.

ATKINSON, B. and DAVIES, I. J. “The completely mixed microbial film fermentor-a method of overcoming washout in continuos fermentation.” **Trans. Inst. Chemical Engrs.**, 50, 208-216, 1972.

ATKINSON, B. and RAHMAN, F. “Effects of diffusion limitations and floc size distribution on fermentor performance and the interpretation of experimental data.” **Biotech. Bioengrg.**, 21, 221-251, 1979.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA), AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION, WATER ENVIRONMENT FEDERATION. Standard Methods for the examination of water and wastewater. 20^a ed., WASHINGTON, D.C.: APHA, AWWA, WEF, 1998, 1157p

BARBARA, M.; FLOOD, F. & JERRIS, J. Fluidized bed improve treatment, cut cost. **Water and Wastes Engineering**, 17 (6): 35-7, June, 1980.

BENZANO, D; WAGNER, M. B. Correlação e regressão, linear simples - Serviço de Epidemiologia e Bioestatística/HCPA, 2004.

BERGAMASCO, R., **O Uso de partículas Poliméricas para Adesão Microbiana em Tratamento Biológico de Resíduos**. Ph. D. tese, Universidade Estadual de Campinas, 1996.

BLUM, D. J. W. Anaerobic treatment of coal coverison, WPCF, 58 (2): 122-31. February, 1986.

BOENING, P. H. & LARSEN, V. F. Anaerobic fluidized bed whey treatment. **Biotechnology and bioengineering**, XXIV: 2539-56, 1982.

BOENING e PFEFFER. Comparison of anaerobic kinetic modelsby COD, TOC and TVS (inédito): 1-26, 1984

BOONE, D. R. & WHITMAN, W. B. (1988). Proposal of minimal standards for describing new taxa of methanogenic bacteria. **Int J Syst Bacteriol** 38, 212–219.

BOONE, D.R., WHITMAN, W.B. AND ROUVIÈRE, P. (1993). Diversity and taxonomy of methanogens. In *Methanogenesis* (ed. J. G. Ferry), pp. 35-80. **Chapman and Hall Co.**, New York.

BORJA, R.; GONZÁLEZ, E.; RAPOSO, F.; MILLÁN, F. and MARTÍN, A. Performance Evaluation of a Mesophilic Anaerobic Fluidized- Bed Reactor Treating Wastewater Derived From the Producción of Proteins from Extracted Sunflower Flour. **Elsevier Science Ltd**. Instituto de la Grasa, C.S.I.C., Avda Padre Garcia Tejero, Sevilla, Spain. Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Ciencias. Avda. San Alberto Magno. Córdoba, Spain. May, 2000. p. 45 – 52.

BOSANDER, J and WESTLUND, Å.D. 2000 Operation of full-scale fluidized bed for denitrification **Water Science and Technology**, Vol 41 No 9 pp 115–121 © IWA Publishing 2000 SYVAB, Himmerfjärdsverket, S-147 92 Grödinge, Sweden.

BRAGA, caderno de protocolo, 1988

BRAGA, M. C. B. **Estudo da Eficiência dos Processos Bioquímicos em um Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado Automatizado**. Curitiba - PR, 1989. 76 f. Dissertação de Mestrado – Universidade Federal do Paraná.

BRYERS, J. D. “Biologically active surfaces: Processes governing the formation and persistence of biofilms.” **Biotech. Progress**, 3(2), 57-68, 1987.

BULL, M. A.; STERRITT. R.M. and LESTER, J.N. “An evaluation of four start-up regimes for anaerobic fluidized bed reactors.” **Biotech. Letters.**, 5(5), 333-338, 1983.

BULL, M. A.; STERRITT. R.M. and LESTER, J.N. The Distribution of Bacterial Activity in an Anaerobic Fluidized Bed Reactor. **Pergamon Press Ltd**. Public Health Engineering laboratory, Imperial College, London, England, 1984. p. 1017-1020.

CAMILLERI, C. Start-up of fixed film stationary bed anaerobic reactors. Pp. 407-412 In: E. R. Hall and P. N. Hobson (eds.). *Anaerobic digestion*, 1988. Pergamon, Oxford.

CAMPOS, J. R. **Remoção de DQO e de Nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série**. Tese (Livre docência) – escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo, 1989.

CAMPOS, J. R. Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo. Projeto **PROSAB**. 1 Ed. Rio de Janeiro – RJ. ABES, 1999, p. 199 – 219.

CETESB (1989). Microbiologia de Lodos Ativos, Série Manuais, Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, 23p., São Paulo, SP.

CHAPRA, S.C. (1997). Surface Water Quality Modeling. **McGraw-Hill**.

CHEN, Y.R. & HASHIMOTTO, A. G. Kinetics of methane fermentation. **Biotechnology and Bioengineering Symp.** 269-82, 1978.

CHENG, R., 1997. Physical chemistry with applications to biological systems. Macmillan, New York, pp. 538.

CHERMICHAHO, C.A de L. Tratamento Anaeróbio de Esgoto Situação Atual e Perspectivas. **Anais...** 1996. Seminário Internacional de Tratamento e Disposição de Esgoto Sanitário. LAESB, Brasília – DF. p. 40 – 58.ano

CHUN, T. Li, WEN K. SHIEH, CHUN S. Wu and Ju S. HUANG. Treatment of slaughterhouse wastewater using fluidized bed biofilm reactors. Tainan, Taiwan e Philadelphia, Pennsylvania, 1987. p. 1-10.

CLEASBY, J. L. and FAN, K. (1981). Predicting Fluidization and Expansion of Filter Media. **Journal of Environmental Engineering Division**, Vo. 107, p. 455-471.

COLLIVINGNARELLI, C.; URBINI, G.; FARNETI, A.; BASSETTI, A.; BARBARESI, U. Economic removal of organic and nutrient substances from municipal wastewater with full-scale UASB, fluidized and fixed-bed reactors. **Water Science and Technology**, v.24, n.7, p.89-95,1991.

CLOUGH, G.F.G e ABSON, J. W. Application of the Activated Sludge Process to the Treatment of Industrial Wastes. In: The Institution of Chemical Engineers, Paper of the 1964 meeting, 1964.

COMBEAU, S.; CHATELUT, M.; VITTORI, O. Identification and simultaneous determination of Azorubin, Allura red and Ponceau 4R by differential pulse polarography: application to soft drinks. *Talanta*, v.56, p.115-122, 2002.

COOKSON, J. T. & BURBANK Jr, N. C. Isolation and identification of anaerobic and facultative bacteria present in the digestion process. **Journal WPCF**, 37: 822-44, June, 1965.

COSTA, R. H. R, et al. **Pós-Tratamento de Efluente Anaeróbio Utilizando Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Campus Universitário – Universidade Federal de Santa Catarina, 1994

CUI, Y; NAKHLA. G; ZHU. J and PATEL.A. Simultaneous carbon and nitrogen removal in anoxic-aerobic circulating fluidized bed biological reactor (CFBBR). **Environmental Technology**, Canadá, China, v.25, p.699-712, nov.2003/ ab.2004. p. 699 – 712.

DEMIREL, B. and YENIGÜN, O. The Effects of Change in Volatile Fatty Acid (VFA) Composition on Methanogenic Upflow Filter Reactor (UFAF) Performance. **Institute of Environmental Sciences**, Bogaziçi University, Bebek, Istanbul, Turkey, 2002. 1179 – 1187.

DEOK, K. O. et al., Production of penicillin in fluidized bed bioreactor: control of cell growth and penicillin production by phosphate limitation. **Biotechnology and bioengineering**, 32: 569-73, 1988.

DI BERNARDO, L., MATHEUS, C. E. and FRAGIACOMO, P., Ocorência de Bactérias Fotossintetizantes em lagoas de Estabilização – Estudo do caso em Indústria de Charque. **15º Congresso Brasileiro de Engenharia sanitária e Ambiental**, pp. 366-377, 1989.

DIAZ-BAEZ, M.C. A Study os Factors Affecting Attachment in the Startup and Operation of Anaerobic Fluidized Bed Reactors. Instituto de Ensayos e Investigacion, Universidad Nacional, Bogotá (CO), Bologna , Italy, p 105-108, may 1988.

DIEZ BLANCO, ENCINA, G. P. A.; POLANCO, E.F. Effects of biofilm growth, gas and liquid velocities on the expansion of an anaerobic fluidized bed reactor (AFBR). **Water Research**, v 29, p. 1649-1654, 1995.

DROSTE, R. L. Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment. **John Wiley & Sons Inc**, New York. 1997. 2^a. ed.

EL-FARHAN M. H. (1994) **Performance and kinetics of anaerobic reactors during steady state and transient state operation**. Ph.D. dissertation, Univ. of Pennsylvania, Philadelphia, PA..

ENCINA, P.A. G.; HIDALGO, M.D. Influence of substrate Feed Patterns on Biofilm Development in Anaerobic Fluidized Bed Reactors (AFBR). **Elsevier Science Ltd**. Department of Chemical Engineering, University of Valladolid. Valladolid, Spain, 2004. p. 2508 –2516.

EPA (Agência Americana de Proteção Ambiental). Disponível em: <http://www.epa.gov>. Acesso em 20 de jan. de 2006.

EPSTEIN, N. Teetering. Powder Technology. 2004.

F. Fdz-POLANCO, M.Fdz-Polanco, N. Fernandez, M.A . *Urueña* , P.A . García and S. Villaverde. Simultaneous organic nitrogen and sulfate removal in an anaerobic GAC fluidized bed reactor. **Anais...**, VI Oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia – Pernambuco-Br, 2000.Vol. 1. p.36-43.

FAN, L. Gas-Liquid-Solid Fluidisation Engineering, Batterworth Publishers, New York, p.35, 1989.

FROSTELL, B. Wastewater: energy for the future Water and **Wastes Engineering**, 16: 39-41, june 1980.

GARBOSSA, L. H. P. Pós - **Desenvolvimento e avaliação de sistema de leito fixo reator misto radial seguido de reator anóxico horizontal, para remoção de matéria orgânica e de nitrogênio de esgoto sanitário**. São Paulo, 2003.

Dissertação de Mestrado em Engenharia Civil – Hidráulica e Saneamento - Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo.

GARCIA, M.A. Introdução à Bioestatística. Apostila 3. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Disponível em http://www.eefd.ufrj.br/biomec/ensino/apostila_3, acesso em 06/06/2006

GARCIA, J.L., PATEL, B.K.C. AND OLLIVIER, B. (2000). **Taxonomic phylogenetic and ecological diversity of methanogenic Archaea**. *Anaerobe* 6: 205-226.

GASPAR, P. M. F.- Pós – Tratamento de Efluente de Reator UASB em Sistema de Lodos Ativados Visando a Remoção Biológica do Nitrogênio Associada à Remoção Físico-Química do Fósforo. São Paulo, 2003. Dissertação de Mestrado em Engenharia – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo – USP p.239.

GASSER, R.F.; OWENS, R. W.; & JERRIS, J. S. Nitrate removal from wastewater using fluid bed technology. (Compêdio sem título), p. 1202-207, 1975.

GELPERIN, N, I. & EINSTEIN, V. G. The analogy between fluidized bed and liquids. In: DAVIDSON, J. F. & RICHARDSON, D. Fluidization. London, Academic Press, 1971. p. 541-67.

GIORDANO, G. D.Sc Apostila Tratamento e controle de efluentes industriais - Prof. Adjunto do Departamento de Engenharia Sanitária e do Meio Ambiente – UERJ. Diretor Técnico da Tecma-Tecnologia em Meio Ambiente Ltda, 2004.

GOMIDE, R, **Operações Unitárias**. Operações com Sistemas Sólidos Granulares. Vol. 1 São Paulo, Edição do Autor, 1983.

GOODWIN, S. & HICKEY, R. F. Anaerobic Process. **Journal WPCF**, 60: 831-37, June 1988.

GOSH, S. & CONRAD, J. R. Anaerobic process. **Journal WPCF**, 47: 1278-300, June 1975.

HAANDEL, A. V.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbico de esgotos** – um manual para regiões de clima quente. Campina Grande: Guerreiro e Catunda, 1994.

HALES, B.A., EDWARDS, C., RITCHIE, D.A., HALL, G., PICKUP, R.W. AND SAUNDERS, J.R. (1996). Isolation and identification of methanogen-specific DNA from blanket bog peat by PCR amplification and sequence analysis. **Applied and Environmental Microbiology** 62: 668-675.

HANCHER, C. W.; TAYLOR, P. A. & NAPIER, J. M. Operation of a fluidized bed reactor for denitrification. *Biotechnology and Bioengineering Symp.*, (8): 361-78, 1978.

HANISCH, W. S. (1995). **Modelagem Hidrodinâmica de Reatores Anaeróbios de Escoamento Ascendente e Manta de Lodo (UASB)**, Dissertação (Mestado),

Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, 114p., São Carlos, SP.

HANSENBOHLER, A. Biogás from waste water. *Sulzer Techonological Review*, 3: 9-12, 1983.

HARADA, H.; ANDO, H. & MOMONOI, K. Process analysis os fluidized bed biofilm reactor for denitrification. *Wat. Sci. Tech.* 19: 151-62, 1987.

HARPER, W. J e BLAISDELL, J.L. State of the art dairy food plant wastes and waste treatment. In NATN SYMP. FOOD PROC. CANNERS ASSOC., 2, 1971, Denver. Procedure, Denver: 1971,.p.509-545.

HEIJNEN J. J., MULDER A., ENGER W. AND HOEKS F. (1989). Review on the application of anaerobic fluidized bed. reactors in waste-water treatment. **Chem. Engng J.** 41, 837-850.

HENZE, M. HARREMOES, P.; ARVIN, E. Wastewater treatment - biological and chemical process. 2^a. ed. **Springer**, 1990.

HENZE, M. HARREMOES, P.; ARVIN, E; JANSEN, J. C. Wastewater treatment biological and chemical process. 2^a. ed. **Springer**, P. 383. New York, Estados Unidos, 1997.

HICKEY, R. F. & OWENS, R. W. Methane generation from high-strenght industrial wastes with anaerobic biological fluidized bed. **Biotechnology and Bioengineering Symp.** 399 – 413, 1981.

HOLST, T.C; TRUC, A & PUJOL, R. Anaerobic fluidized beds: Ten years of industrial experience, **Water science and technology**, 36 (6-7), p. 415-422, 1997.

HOWARD, J. R. Fluidized bed Technology: principles and Aplications. Ed. **Adam Hilger Bristol**, 1989.

HSU, H. W. Characteristic of tapered fluidized reactor: two phases systems. **Biotechnology and Bioengineering Symp.**, (8): 1-11, 1978.

HSU, Y and SHIEH, W.K. Startup of Anaerobic Fluidized Bed Reactors With Acetic Acid as the Substrate. **Biotechnology and Bioengineering**, Environmental Research Laboraty, Department osf Systems, University of Pennsylvania, Philadelphia, Pennsylvania, v.41, p.1-7, nov.1993/ fev.24, 1992/ set. 14, 1992.

HUANG & WU, 1996 Huang WC, Ramey DE, Yang ST: Continuous production of butanolby *Clostridium acetobutylicum* immobilized in a fibrousbbed bioreactor. **Appl Biochem Biotechnol** 2004, 113:887-898.

HUANG, J.S; WU, C. H; JIH, C. G & CHEN, C. T (2001). Effect of Addition of *Rhodobacter* sp. To Activated Sludge Reactors Treating Piggery **Wastewater Water Research**, 35 (16), p. 3867 – 3875.

IPCC. (2001). Climate Change 2001 (The Scientific Basis). Cambridge University Press, Cambridge, UK.Jaccard, P. (1901). Etude comparative de la distribution

florale dans une portion des Alpes et des Jura. Bulletin de la Société Vaudoise des Sciences 37: 547-579. IPCC, 2001

IZA J, Fluidized bed reactors for anaerobic wastewater treatment. **Water Science Technology**, vol. 24, n^o. 8, p 109-132, 1991.

JERIS, J. S.; BEER, C. & MUELLER, J. A. High rate biological denitrification using a granular fluidized bed. **Journal WPCF**, 46 (9): 2113-28, September 1974.

JERIS, J. S. & MC CARTY, P.L. The biochemistry of methane fermentation using C-Tracers. **Journal WPCF**, 37: 178-92, February 1965.

JERIS, J. S. & OWENS, R. W. Pilot-scale, high rate denitrification. **Journal WPCF**, 47 (8): 2943-57, August 1975.

JEWELL, J. W. et al. Anaerobic Attached Film Expanded Bed Process. First International Conference on Fixed-Film Biological Processes. p. 1-26. Ohio, 1982.

JEWELL, W.J. Anaerobic Fermentation of an Agriculture Residue: Potencial for Improvement and Implementation. Report for the Fuels from Biomass Systems Branch of Energy. Cornell University, 1978. P. 208 – 235.

JORDENING, H. J.; PELLEGRINI, A. and BUCHHOLZ, K. Fluidized bed reactor for purification of waste water with high calcium content. **Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion**. Bologna, Italy, May 22-26, 1988. p. 289-94.

KARUBE, I. Hidrolysis of cellulose in celulase-bead fluidized bed reactor. **Biotechnology and Bioengineering**, XIX (8): 1183-91, August 1977.

KEEFER, C.E.; URTES, H. C. Digestion of Volatile Acids. **J.W.P.C.F.**, 1963. p. 334-343.

KEIN, P. Process control in anaerobic fluidized bed reactors using porous glass granules for microbial colonization. **Fifth International Symposium for microbial colonition**. Bologna, Italy, May 22-26, 1988. p. 203-206.

KUNII, D e LEVENSPIEL, O. Fluidization Engineering. New York. John Wiley & Sons Inc., 1969.

KNESEBEK, A. **Estudo Experimental e Modelagem da Fluidodinâmica em Leito Fluidizado Trifásico**. Tese apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para obtenção do Título de Doutor em Engenharia. São Paulo, Brasil, 2003. p. 240.

KOLOT, F. B. “ Microbial microcarriers-strategy for selection-part 2.” **Proc. Biochem.**, 16, 30-33, 1981.

KUGELMAN, I. J. & MC CARTY, P. L. Cation toxicity and stimulation in anaerobic waste treatment. **Journal WPCF**, 37: 97-115, January, 1965.

LAQUIDARA, M.J.; BLANC, F.C.; & SHANGHNESSY, J.C. Development of biofilm, operating characteristics and operational control in the anaerobic rotating biological contator process. **Journal WPCF**, 58 – 107-14, February, 1986.

LETTINGA, G. High rate anaerobic wastewater treatment using the UASB reactor under a wide range of temperature conditions. **Biotechnology and Genetic Engineering**, v.2, p. 252-84, 1984.)

LEVA, M. **Fluidization**. New York, Mc Graw-Hill, 1959. p. 15-113.

LEVA, M.; GRUMMER, M.; WEINTRAUB, M. & POLLCHIK, M.: loc. cit., p. 511 (1948).

LEWIS, W. K.; GILLILAND, E. R. & BAUER, W. C.: Ind. Eng. Chem., 41: 1104 (1949).

MACARIO, J., VISSER, F., VAN LIER, J. AND CONWAY DE MACARIO, E. (1991). Topography of methanogenic subpopulations in a microbial consortium adapting to thermophilic conditions. **J Gen. Microbiol.**, 137, 2179–2189.

MAH, R.A. & SMITH, M. R. Methanogenic bacteria. Reprinted from the prokaryotes: A Handbook on Habitats, Isolation and Identification of Bacteria. USA, **Springen-Verlap**, 1981. p. 943-77.

MANRESA, F.N.; MORENDA F.F-P F.; MARTÍNEZ S.J.M.; LAVIN D.T.. Uso del carbon activado la zeolita natural com materiales de soporte, en reactores anaerobios de lecho fluidizado, para el tratamiento de vinaza. **Anais...**, VI Oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia – Pernambuco-Br, 2000. Vol 1. p. 14-21.

Manual de Técnicas de Laboratorio, Coordinación de Bioprocesos Ambientales, Instituto de Ingeniería UNAM - Actividad Metanogénica Específica. Prueba Simplificada (de campo), 1990.

MC CARTY, P.L. Anaerobic treatment of soluble wastes. For presentation at the special lecture series advances in water quality improvement, The University of Texas, April 4 – 7, 1966.

MC. CARTY, P.L.; BROSSEAU, M. H. Effect of high concentration of individual volatile acids on anaerobic treatment. (Compêndio sem título), p.283-95, 1975.

Mc. CARTY, P.L.; JERIS, J. S.; and MURDOCH, W. Individual Volatile Acids in Anaerobic Treatment. **J.W.P.C.F.** dez, 1963. p. 1501 – 1515.

MENDONÇA, L. C. **Microbiologia e Cinética de Sistema de Lodos Ativados como Pós-Tratamento de Efluente de Reator Anaeróbio de Leito Expandido**. Tese , escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, SP. 2002.

MENDONÇA, N.M. **Tratamento de Esgoto Sanitário Empregando Reator de Leito Expandido em Escala Plena com Zonas Anaeróbias e Aeróbias**

Sobrepostas, Construção e Operação – Orientador José Roberto Campos, 2004, 264p, Departamento de Hidráulica e Saneamento Escola de Engenharia do Estado de São Paulo.

MENDONÇA, N.M.; CAMPOS, J.R. & PEREIRA, J. A. R. Caracterização do Material Suporte e Estudo da Partida de um Reator Anaeróbio de Leito Expandido Tratando Esgoto Sanitário in: “ Tratamento de Esgotos por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo – Coletânea de Trabalhos Técnicos”, José Roberto Campos (coord.), **PROSAB**, p. 313-332, São Carlos, SP, 2000.

METCALF and Eddy Inc., **Wastewater Engineering**: Treatment, Dispositional, Reuse, 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, USA, 920p (1991).

METCALF & EDDY – Wastewater Engineering: Treatment and Reuse. 4a ed. Boston: Mc Graw Hill, 2003, 1819 p

METHA, Povindar Kumar. Rice husk ash – A unique supplementary cementing material. In: MALHOTRA, V. M. (ed) Advances in Concrete Technology. Ottawa, CANMET, Canadá, 1992, p. 407-432.

MULCAHY, L. T. and SHIEH, W. K. Fluidization and Reactor Biomass Characteristics of the Denitrification Fluidized Bed Biofilm Reactor. **Pergamon Journals Ltda.** University of Pennsylvania, Philadelphia, U.S.A. 1985. p. 451 – 458.

NGIAN, K. F. & MARTIN, W. R. B. Biologically active fluidized beds: mechanistic considerations. **Biotechnology and Bioengineering**, XXII: 1007-14, 1980.

NICOLELLA, M.C.M VAN LOOSDRECHT, J.J. HEIJNEN -Wastewater Treatment with particulate biofilm reactors – **Bioresource Technology** – February 2000

NOVAES, R. F. V. Microbiology of anaerobic digestion. International Seminar on Anaerobic Treatment in Tropical Countries. São Paulo, 25-29 de agosto de 1986. n.p.

ODUM, E. P. **Ecologia** – Rio de Janeiro: Guanabara, 1988.

OLIVA, L.C.H.C. **Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) protótipo**: desempenho e respostas dinâmicas as sobrecargas hidráulicas. São Carlos, 1997. Tese de Doutorado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 218p.

OMIL, F.; GARRIDO, J.M.; ARROJO, B. and MÉNDEZ, R. Anaerobic filter reactor performance for the treatment of complex dairy wastewater at industrial scale. *Water Research*, v. 37, p. 4099-4108, 2003

OREMLAND, R.S., CAPONE, D.G., 1988. Use of “specific” inhibitors in biogeochemistry and microbial ecology. *Adv. Microbiol. Ecol.* 10, 285–383.

PAWLOWSKI, U. E BORIO, T. Oxidação biológica de despejos da indústria de refrigerantes. In: VII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária, ABES Rio de Janeiro, **Trabalhos Técnicos**, 1975.

PAWLOWSKI, U.. Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Associação dos Engenheiros Químicos do Paraná, 1985.

PEREIRA, J. A R; CAMPOS, J.R; GIANOTTI, E.P.; MENDONÇA, N.M. Aderência de microrganismos em partículas de carvão ativado utilizadas no tratamento de esgoto sanitário. **XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental** (CD-ROM). Foz do Iguaçu, Paraná, 1997.

PEREIRA, J. A R; CAMPOS, J.R; MENDONÇA, N.M; NICIURA, C.L.; SILVA, M. A. Operação de um Reator Anaeróbico de Leito Fluidizado em escala Real, Tratando Esgoto Sanitário sem Unidade para Remoção Preliminar de Sólidos, in “20o Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental”, ABES, **Anais**, p. 298-306, Rio de Janeiro, RJ, 2000.

PÉREZ-UZ, B.; FRANCO, C.; MARTÍN-CERECEDA, M.; ARREGUI, L.; CAMPOS, I.; SERRANO, S.; GUINEA, A & FERNÁNDEZ-GALIANO, D. Biofilm characterization of several wastewater treatment plants with rotating biological contactors in Madrid (Spain), **Water Science & Technology**, 37 (4-5), p. 215-218, 1998)

PICANÇO, A.P; VALLERO, M.V.; GIANOTTI, E.P.; ZAIAT, M.; BLUNDI, C.E.. Influence of porosity and composition of supports on the methanogenic biofilm characteristic developed in fixed bed anaerobic reactor. **Anais...**, VI Oficina e Seminário Latino – Americano de Digestão Anaeróbia – Pernambuco – BR, 2000. Vol 1. p. 299 – 305.

POLANCO, F.F.; POLANCO M.F.; FERNANDEZ N.; URUEÑA M.A; GARCÍA P.A; VILLAVARDE S.. Simultaneous organic nitrogen and sulfate removal in a anaerobic gas fluidised bed reactor. **Anais...**, VI oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia – Pernambuco-Br, 2000. Vol 1. p.36 – 43.

ROSICH, A. F. & CATER, D. J. Inhibition kinetics of nitrification in continuous-flow reactor. **Journal WPCF**, 58 (3): 220-226, March, 1986

RYHINER, G.; PETROZZI, S & DUNN, I. J. Operation of a two-phase biofilm fluidized-bed sand reactor for anaerobic wastewater treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, 32: 677-88, 1988.

SAWAYAMA, S, TADA, C, TSUKAHARA, K e YAGISHITA, T. Effect of Ammonium Addition on Methanogenic Community in Fluidized Bed Anaerobic Digestion. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, Onogawa, Tsukuba, Itaraki – Japan, v. 97, n 1, p. 65-70, set-out 2003.

SCHRAA, G.; JEWELL, W.J.; UNIV. C. Conversion of Soluble Organics With the Thermophilic Anaerobic Attached Film Expanded Bed Process. Third European Symposium on Anaerobic Digestion. S. 1., 216-27, 1983.

SCOTT, C. D. “ Immobilized cells: A review of recent literature.” *Enzyme Microb. Technol.*, 9(2), 66-73, 1987.

SCOTT, C. D. & HANCHER, C. W. Use of tapered fluidized bed as continuous bioreactor. **Biotechnology and Bioengineering**, XVIII: 1393-1403, 1976.

SHIEH, W. K. Suggested kinetic model for the fluidized-bed biofilm reactor. **Biotechnology and Bioengineering**, XXII (3): 667-676, March 1980.

SHIEH, W. K. and MULCAHY, L.T. “Experimental determination of intrinsic kinetic coefficients for biological wastewater treatment.” *Wat. Sci. Tech.*, 18, 1-10, 1986.

SHIEH, W. K.; SUTOON, P. M.; KOS, P. Predicting Reactor Biomass Concentration in Fluidized – Bed System. **Journal WPCF**, November 1981. p 1574 – 1584.

SILVA, S. M. C. P. **Desenvolvimento de uma nova concepção de tratamento de águas residuárias pela associação de processos anaeróbios e aeróbios**. São Paulo, 1993. Tese (mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

SMITH, R.J. The Anaerobic Digestion of Livestock Wastes and the Prospects for Methane Production. Engineering Department Agricultural, Iowa State, nov., 1973. p. 1 – 30.

SORLINI, C.; RANALLI, G.; MERLO, S.; and BALSARI. On Support Matrices to Utilize in Anaerobic Expanded Bed Digesters. Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion. Dipartimento Scienze e Tecnologie Alimentari e Microbiologiche Università di Milano. Istituto di Meccanica Agraria Università di Torino. Bologna, Italy. May, 1988. p. 331 – 334.

SOUSA, J.T., VAZZOLLER, R. F., FORESTI, E. Phosphate removal in an UASB reactor treating synthetic substrate simulating domestic sewage. In **Brazilian Journal of Chemical Engineering** . December, 1997. v. 14, no4 .p.309-314.

SOUSA, J.T. **Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de fluxo ascendente em reator aeróbio sequencial em batelada e coluna de lodo anaeróbio para desnitrificação**. São Carlos, 1996. Tese (Doutorado) – escola de engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. P.258.

SOUZA, R. R.; BRESOLIN, I. T. L.; BIONI, T. L.; GIMENES, M. L and DIAS – FILHO, B. P. The performance of Three-Phase Fluidized Bed Reactor in Treatment of Wastewater With High Organic Load. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**; Universidade Estadual de Maringá, Departamento de Engenharia Química, Maringá –PR, Brasil, 2004. p. 219 - 227

SOWERS, K.R. (1995). Methanogenic Archaea: an overview. In *Archaea: A Laboratory Manual* (ed. F. T. Robb, A. R. Place, K. R. Sowers, H. J. Schreier, S. DasSarma and E. M. Fleischmann), pp. 3-13. Cold Spring Harbor Laboratory Press, Plainview. SOWERS, 1995

SPEECE, R. E. Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment. **Envir. Sci. Technol.** 17, 416A-427A, 1983.

SPPECE, R. E. Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters. Ed. Archae Press, 1996. p.394.

SPERLING, M.V. Princípios Básicos do Tratamento de Esgoto. Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, 1996.

STATHIS, T. C. Fluidized bed for biological wastewater treatment. **Journal of the Environmental Engineering Division**, 106 (EE1): 227-41, February 1980.

STRONACH, S.M., DIAZ-BAEZ, M. C., RUDD, T., LESTER, J. N. Factors affecting biomass attachment during startup and operation of anaerobic fluidized beds. *Biotechnol. Bioeng.* p.611-620., 1987.

SUIDAN, M. T.; PFEFFER, J. T. & NAKHLA, G. F. Anaerobic expanded bed GAC reactor for the treatment of biologically inhibiting wastes generated during coal and petroleum destilation. **AWPC**, 249-57, 1988.

SUTOON, P.M., SHIEH, W.K., KOS, P. and DUNNING, P.R. Dorr-Oliver's Oxitron System fluidized-bed water and wasterwater treatment process, in *Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater*. Editors:P. F. Cooper and B. Atkison, Ellis Horwood Publishers, Chichester, p. 285, 1981.

SUTTON, P. M.; MISHRA, P.N. Activated carbon Basd Biological fluidized beds for Contaminated Water and wastewater treatment: A State –of-the-Art Review: **Water Science & Technology**, v.29, n. 10-11, p. 309-317, 1994.

SWITZENBAUM, M. S. "Fluidized bed anaerobic reactors." *Comprehensive Biotechnology*, C. W. Robinson and J. A. Howell, eds., **Pergamon Press**, Oxford, United Kingdom, 1017-1026, 1985.

SWITZENBAUM, M. S. & GRADY Jr., C.P.L. Anaerobic treatment of domestic wastewater. **Journal WPCF**, 58 (2): 102-6, February 1986.

SWITZENBAUM, M. S.; JEWELL, W. J. Anaerobic Attached – Film expanded – Bed Reactor Treatment. **Journal WPCF**. Clarkson College of Technology, Potsdam, New York. Cornell University, Ithaca, New York. July, 1980. p. 1953 – 1965.

TAVARES, C. R. G., Tratamento Aeróbio de Efluentes em Bioreatores de Leito Fluidizado Trifásico. Ph. D. thesis Universidade Federal do Rio de Janeiro, 1992.

Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos (EESC), Universidade de São paulo (USP), 1995.

TSEZOS, M.; BENEDEK, A. A Method for the Calculation of Biological Film Volume in a Fluidized Bed Biological Reactor. **Pergamon Press Ltd.** Water Research Group. McMaster University. Hamilton Ontario. Canadá. Nov. 1979.

TÉRAN, F. J.C. **Tratamento de Esgoto Sanitário Sintético Empregando Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado: Desempenho do Reator e Estudo do Biofilme.**

VALLE, CYRO EYER do. Como se Prepara Para as Normas ISSO 14000 – Qualidade Ambiental. 3. Ed. São Paulo: Guazzelli Ltda, 2000.

VAZOLLER, R. F. (1995). Manual Técnico do Curso de Ecologia da Digestão Anaeróbia, **CETESB**, p. 100 – 107, São Paulo.

VIEIRA, S.M.M.& SOUZA, M.E. Métodos analíticos para o acompanhamento da digestão anaeróbica. Engenharia: Fontes Alternativas, 3 (15): 26-36, julho/agosto, 1981

WALKER, J. R. Biological treatment of nitrate wastewater using fluidized-bed bioreactors. *Biotechnology and Bioengineering Symp.*, n.11, p.415-27, 1981.

WANG, Y-T.; SUIDAN, M. T. and RITTMAN, B. E., Kinetics of Methanogens in an Expanded-bed Reactor. Associate Members, ASCE, **Journal of Environmental Engineering**, vol. 112. no. 1, February, 1986.

WARD, D.M. AND WELLER, R. (1990). 16S rRNA sequences reveal numerous uncultured micro-organisms in a natural community. *Nature* 345: 63-65.

WEILAND, P. and BÜTTGENBACH, L. Study of Different Fluidized Bed Reactors Using Porous Plastic Materials as Supports. Institute of Technology, Federal Research Centre of Agriculture (FAL), Braunschweig-Volkenrode (D), Bologna (Italy). May 1988. p. 345 – 349.

WIEILAND, P. e ROZZI, A. The start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment systems. Diskusser's report. *Wat Sci. Tec.*,p. 24,1991.

WEN, T. FAN, L. Steady-state phenol degradation in graft tube gas-liquid-solid fluidized bed bioreactor, **AIChE** 35 (3), p. 355, 1989.

WHEATLEY, A. 1988. Anaerobic Digestion: A Waste Treatment Technology. Published for SCI by Elsevier Applied Science, London, UK.

WILHELM, R. H. & KWAIK, M.: *Chem. Eng. Progr.*, 44: (3), p. 201 (1948).

WOESE, C.R., MAGRUM, L.J. AND FOX, G.E. (1978). Archaeobacteria. **Journal of Molecular Evolution** 11: 245-252.

WOOD, W.B., - The Molecular Basis of Metabolism, Unit 3 in **Biocore**. MCGRAW-HILL, 1974.

YE, F.; CHEN, Y.; FENG.X. Advance start-up of anaerobic attached film expanded bed reactor by pre-aeration of biofilm carrier. **Elsevier Ltd**, China, fev-marc, 2003.

YEE, C. J. (1990) **Effects of microcarriers on performance and kinetics of the anaerobic fluidized bed biofilm reactor.** Ph. D. dissertation, Department of Systems, University of Pennsylvania, Philadelphia, Pa.

YEE, C.J.; HSU, Y and SHIEH, W. K. Effects of Microcarrier Pore Characteristics on Methanogenic Fluidized Bed Performance. **Pergamon Press Ltd.** Environmental Research Laboratory, Department os Systems, University of Pennsylvania, Philadelphia, U.S.A, 1991. p. 1120 – 1125.

YEE C. J., HSU Y. and SHIEH W. K. (1992) Effects of microcarrier pore characteristics on methanogenic fluidized bed performance. *Wat. Res.* 26, 1119-1125.

ZOETMEYER, R. J.; VAN DEN HEUVEL J. C.& COHEN, A., Influence of temperature on the anaerobic acidification of glucose in mixed culture forming part of a two-stage digestion process. Amsterdam. The Netherlands. p. 313-321, 1979.

ZOETMEYER, R. J.; VAN DEN HEUVEL J. C.& COHEN, A. pH – Influence on acidogenic dissimilation of glucose in anaerobic digestion. *Water Res.* 16, p. 303-311, 1982.

ZELLNER. G, MACARIO, A. J. L e MACARIO, E. C. A study of three anaerobic methanogenic bioreactors reveals that syntrophs are diverse and different from reference organisms. **Elsevier Science B. V**, Germany, n.22, dec 1996.

ANEXOS

ANEXO I – PARÂMETROS REFERENTES AO EFLUENTE DA INDÚSTRIA DE REFRIGERANTE

Pontos	Data	Tempo (d)	pH	DQO (mg/l)	Fosfato (mg/l)	NTK (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	SDT (mg/l)	SDF (mg/l)	SDV (mg/l)	ST (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)
1	19/04/05	0	6,6	1471,00	0,08	0,08	180,00	73,33	106,67	2593,85	1187,61	1406,24	2413,85	1114,28	1299,57
2	29/06/05	71	6,7	2000,00	0,01	0,73	360,00	164,00	196,00	2402,50	1100,00	1302,50	2042,50	936,00	1106,50
3	26/07/05	98	6,5	1081,00	0,01	3,58	26,75	13,38	13,37	4605,00	1582,50	3022,50	4578,25	1569,12	3009,13
4	09/08/05	112	6,5	820,00	0,00	5,10	64,36	18,53	45,83	2105,00	617,50	1487,50	2040,64	598,97	1441,67
5	10/09/05	144	6,6	1846,00	0,00	5,10	126,00	56,00	70,00	1597,07	1083,42	513,65	1471,07	1027,42	443,65
6	20/10/05	184	6,6	2538,00	0,00	3,67	90,53	8,93	81,60	1147,50	440,00	707,50	1056,97	431,07	625,90
7	07/11/05	202	6,5	828,00	0,01	1,02	90,00	22,00	68,00	2945,00	705,00	2240,00	2855,00	683,00	2172,00
8	08/12/05	233	6,6	2377,00	0,03	1,39	23,00	8,00	15,00	1736,25	470,00	1266,25	1713,25	462,00	1251,25
9	03/01/06	259	7,1	6512,00	1,62	1,39	85,00	20,00	65,00	2497,14	677,14	1820,00	2412,14	657,14	1755,00
10	17/01/06	273	6,6	3175,00	0,09	1,39	195,00	35,00	160,00	2810,00	920,00	1890,00	2615,00	885,00	1730,00
11	09/02/06	296	6,6	2080,00	1,02	1,39	630,00	90,00	540,00	13476,92	1753,85	11723,08	12846,92	1663,85	11183,08
12	24/02/06	311	6,7	3341,00	0,87	1,46	870,00	140,00	730,00	26660,00	4010,00	22650,00	25790,00	3870,00	21920,00
Máximo			7,1	6512,00	1,62	5,10	870,00	164,00	730,00	26660,00	4010,00	22650,00	25790,00	3870,00	21920,00
Média			6,6	2339,08	0,31	2,19	228,39	54,10	174,29	5381,35	1212,25	4169,10	5152,97	1158,15	3994,81
Mínimo			6,5	820,00	0,00	0,08	23,00	8,00	13,37	1147,50	440,00	513,65	1056,97	431,07	443,65

ANEXO II – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO I

continua

Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m³d)	Volume de alimentação (ml/d)
0		1500,00	1471	735,5	0,05	0,0
0	19/4/2005	1500,00	1471	735,5	0,05	51,0
1	20/4/2005	1550,99	1471	735,5	0,05	52,7
2	21/4/2005	1603,70	1471	735,5	0,05	54,5
3	22/4/2005	1658,22	1471	735,5	0,05	56,4
4	23/4/2005	1714,58	1471	735,5	0,05	58,3
5	24/4/2005	1772,86	1471	735,5	0,05	60,3
6	25/4/2005	1833,12	1471	735,5	0,05	62,3
7	26/4/2005	1895,43	1471	735,5	0,05	64,4
8	27/4/2005	1959,85	1471	735,5	0,05	66,6
9	28/4/2005	2026,47	1471	735,5	0,05	68,9
10	29/4/2005	2095,35	1471	735,5	0,05	71,2
11	30/4/2005	2166,57	1471	735,5	0,05	73,6
12	1/5/2005	2240,22	1471	735,5	0,05	76,1
13	2/5/2005	2316,36	1471	735,5	0,05	78,7
14	3/5/2005	2395,10	1471	735,5	0,05	81,4
15	4/5/2005	2476,51	1471	735,5	0,05	84,2
16	5/5/2005	2560,68	1471	735,5	0,07	121,9
17	6/5/2005	2682,54	1471	735,5	0,07	127,7
18	7/5/2005	2810,19	1471	735,5	0,07	133,7
19	8/5/2005	2943,92	1471	735,5	0,07	140,1
20	9/5/2005	3084,01	1471	735,5	0,07	146,8
21	10/5/2005	3230,77	1471	735,5	0,07	153,7
22	11/5/2005	3384,51	1471	735,5	0,07	161,1
23	12/5/2005	3545,57	1471	735,5	0,07	168,7
24	13/5/2005	3714,29	1471	735,5	0,07	176,8
25	14/5/2005	3891,04	1471	735,5	0,07	185,2
26	15/5/2005	4076,20	1471	735,5	0,07	194,0
27	16/5/2005	4270,17	1471	735,5	0,07	203,2
28	17/5/2005	4473,38	1471	735,5	0,07	212,9
29	18/5/2005	4686,25	1471	735,5	0,07	223,0
30	19/5/2005	4909,25	1471	735,5	0,07	233,6
31	20/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
32	21/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
33	22/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
34	23/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
35	24/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0

ANEXO II – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO I

continuação						
Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m³d)	Volume de alimentação (ml/d)
36	25/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
37	26/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
38	27/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
39	28/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
40	29/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
41	30/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
42	31/5/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
43	1/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
44	2/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
45	3/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
46	4/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
47	5/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
48	6/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
49	7/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
50	8/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
51	9/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
52	10/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
53	11/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
54	12/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
55	13/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
56	14/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
57	15/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
58	16/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
59	17/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
60	18/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
61	19/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
62	20/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
63	21/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
64	22/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
65	23/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
66	24/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
67	25/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
68	26/6/2005	5142,87	1471	735,5	0,1	100,0
69	27/6/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
70	28/6/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
71	29/6/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
72	30/6/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0

ANEXO II – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO I

continuação						
Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m³d)	Volume de alimentação (ml/d)
73	1/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
74	2/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
75	3/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
76	4/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
77	5/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
78	6/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
79	7/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
80	8/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
81	9/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
82	10/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
83	11/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
84	12/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
85	13/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
86	14/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
87	15/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
88	16/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
89	17/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
90	18/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
91	19/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
92	20/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
93	21/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
94	22/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
95	23/7/2005	5142,87	2000	1000	0,2	100,0
96	24/7/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
97	25/7/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
98	26/7/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
99	27/7/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
100	28/7/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
101	29/7/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
102	30/7/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
103	31/7/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
104	1/8/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
105	2/8/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
106	3/8/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
107	4/8/2005	5142,87	1081	540,5	0,1	100,0
108	5/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
109	6/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0

ANEXO II – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO I

continuação						
Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m³d)	Volume de alimentação (ml/d)
110	7/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
111	8/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
112	9/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
113	10/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
114	11/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
115	12/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
116	13/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
117	14/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
118	15/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
119	16/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
120	17/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
121	18/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
122	19/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
123	20/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
124	21/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
125	22/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
126	23/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
127	24/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
128	25/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
129	26/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
130	27/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
131	28/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
132	29/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
133	30/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
134	31/8/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
135	1/9/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
136	2/9/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
137	3/9/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
138	4/9/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
139	5/9/2005	5142,87	820	410	0,1	100,0
140	6/9/2005	5142,87	1846	923	0,2	100,0
141	7/9/2005	5142,87	1846	923	0,2	100,0
142	8/9/2005	5142,87	1846	923	0,2	100,0
143	9/9/2005	5142,87	1846	923	0,2	100,0
144	10/9/2005	5142,87	1846	923	0,2	100,0
145	11/9/2005	5142,87	1846	923	0,2	100,0
146	12/9/2005	5142,87	1846	923	0,2	100,0

ANEXO II – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO I

continuação						
Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m³d)	Volume de alimentação (ml/d)
147	13/9/2005	5142,87	1846	923	0,2	100,0
148	14/9/2005	5142,87	1846	923	0,2	100,0
149	15/9/2005	5142,87	1846	923	0,2	100,0
150	16/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
151	17/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
152	18/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
153	19/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
154	20/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
155	21/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
156	22/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
157	23/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
158	24/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
159	25/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
160	26/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
161	27/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
162	28/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
163	29/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
164	30/9/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
165	1/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
166	2/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
167	3/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
168	4/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
169	5/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
170	6/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
171	7/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
172	8/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
173	9/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
174	10/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
175	11/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
176	12/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
177	13/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
178	14/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
179	15/10/2005	5142,87	2538	1269	0,2	100,0
180	16/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
181	17/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
182	18/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
183	19/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
184	20/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
185	21/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0

ANEXO II – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO I

continuação						
Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m³d)	Volume de alimentação (ml/d)
186	22/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
187	23/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
188	24/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
189	25/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
190	26/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
191	27/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
192	28/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
193	29/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
194	30/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
195	31/10/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
196	1/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
197	2/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
198	3/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
199	4/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
200	5/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
201	6/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
202	7/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
203	8/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
204	9/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
205	10/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
206	11/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
207	12/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
208	13/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
209	14/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
210	15/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
211	16/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
212	17/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
213	18/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
214	19/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
215	20/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
216	21/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
217	22/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
218	23/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
219	24/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
220	25/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
221	26/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
222	27/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
223	28/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
224	29/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0

ANEXO II – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO I

						conclusão
Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m ³ d)	Volume de alimentação (ml/d)
225	30/11/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
226	1/12/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
227	2/12/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
228	3/12/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
229	4/12/2005	5142,87	828	414	0,1	100,0
230	5/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
231	6/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
232	7/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
233	8/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
234	9/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
235	10/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
236	11/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
237	12/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
238	13/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
239	14/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
240	15/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
241	16/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
242	17/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
243	18/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
244	19/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
245	20/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
246	21/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
247	22/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
248	23/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
249	24/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
250	25/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
251	26/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
252	27/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
253	28/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
254	29/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
255	30/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0
256	31/12/2005	5142,87	2377	1188,5	0,2	100,0

ANEXO III – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO II

continua

Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m³d)	Volume de alimentação (ml/d)
67	25/6/2005	1500,00	1471	735,5	0,05	0,0
68	26/6/2005	1500,00	1471	735,5	0,05	51,0
69	27/6/2005	1550,99	1471	735,5	0,05	52,7
70	28/6/2005	1603,70	1471	735,5	0,05	54,5
71	29/6/2005	1658,22	1471	735,5	0,05	56,4
72	30/6/2005	1714,58	1471	735,5	0,05	58,3
73	1/7/2005	1772,86	2000	1000	0,05	44,3
74	2/7/2005	1817,18	2000	1000	0,05	45,4
75	3/7/2005	1862,61	2000	1000	0,05	46,6
76	4/7/2005	1909,17	2000	1000	0,05	47,7
77	5/7/2005	1956,90	2000	1000	0,05	48,9
78	6/7/2005	2005,83	2000	1000	0,05	50,1
79	7/7/2005	2055,97	2000	1000	0,05	51,4
80	8/7/2005	2107,37	2000	1000	0,05	52,7
81	9/7/2005	2160,06	2000	1000	0,05	54,0
82	10/7/2005	2214,06	2000	1000	0,05	55,4
83	11/7/2005	2269,41	2000	1000	0,05	56,7
84	12/7/2005	2326,14	2000	1000	0,07	81,4
85	13/7/2005	2407,56	2000	1000	0,07	84,3
86	14/7/2005	2491,82	2000	1000	0,07	87,2
87	15/7/2005	2579,04	2000	1000	0,07	90,3
88	16/7/2005	2669,30	2000	1000	0,07	93,4
89	17/7/2005	2762,73	2000	1000	0,07	96,7
90	18/7/2005	2859,42	2000	1000	0,07	100,1
91	19/7/2005	2959,50	2000	1000	0,07	103,6
92	20/7/2005	3063,09	2000	1000	0,07	107,2
93	21/7/2005	3170,29	2000	1000	0,07	111,0
94	22/7/2005	3281,26	2000	1000	0,07	114,8
95	23/7/2005	3396,10	2000	1000	0,07	118,9
96	24/7/2005	3514,96	2000	1000	0,07	123,0
97	25/7/2005	3637,99	2000	1000	0,07	127,3
98	26/7/2005	3765,32	2000	1000	0,07	131,8
99	27/7/2005	3897,10	2000	1000	0,07	136,4
100	28/7/2005	4033,50	1081	540,5	0,07	261,2

ANEXO III – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO II

continuação						
Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m ³ d)	Volume de alimentação (ml/d)
101	29/7/2005	4294,69	1081	540,5	0,07	278,1
102	30/7/2005	4572,79	1081	540,5	0,07	296,1
103	31/7/2005	4868,90	1081	540,5	0,07	315,3
104	1/8/2005	5084,19	1081	540,5	0,1	100,0
105	2/8/2005	5084,19	1081	540,5	0,1	100,0
106	3/8/2005	5084,19	1081	540,5	0,1	100,0
107	4/8/2005	5084,19	1081	540,5	0,1	100,0
108	5/8/2005	5084,19	1081	540,5	0,1	100,0
109	6/8/2005	5084,19	1081	540,5	0,1	100,0
110	7/8/2005	5084,19	1081	540,5	0,1	100,0
111	8/8/2005	5084,19	1081	540,5	0,1	100,0
112	9/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
113	10/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
114	11/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
115	12/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
116	13/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
117	14/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
118	15/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
119	16/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
120	17/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
121	18/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
122	19/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
123	20/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
124	21/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
125	22/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
126	23/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
127	24/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
128	25/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
129	26/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
130	27/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
131	28/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
132	29/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
133	30/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
134	31/8/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
135	1/9/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
136	2/9/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0

ANEXO III – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO II

						continuação
Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m ³ d)	Volume de alimentação (ml/d)
137	3/9/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
138	4/9/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
139	5/9/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
140	6/9/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
141	7/9/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
142	8/9/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
143	9/9/2005	5084,19	820	410	0,1	100,0
144	10/9/2005	5084,19	1846	923	0,2	100,0
145	11/9/2005	5084,19	1846	923	0,2	100,0
146	12/9/2005	5084,19	1846	923	0,2	100,0
147	13/9/2005	5084,19	1846	923	0,2	100,0
148	14/9/2005	5084,19	1846	923	0,2	100,0
149	15/9/2005	5084,19	1846	923	0,2	100,0
150	16/9/2005	5084,19	1846	923	0,2	100,0
151	17/9/2005	5084,19	1846	923	0,2	100,0
152	18/9/2005	5084,19	1846	923	0,2	100,0
153	19/9/2005	5084,19	1846	923	0,2	100,0
154	20/9/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
155	21/9/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
156	22/9/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
157	23/9/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
158	24/9/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
159	25/9/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
160	26/9/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
161	27/9/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
162	28/9/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
163	29/9/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
164	30/9/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
165	1/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
166	2/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
167	3/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
168	4/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
169	5/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
170	6/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
171	7/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
172	8/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0

ANEXO III – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO II

						continuação
Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m ³ d)	Volume de alimentação (ml/d)
173	9/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
174	10/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
175	11/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
176	12/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
177	13/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
178	14/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
179	15/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
180	16/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
181	17/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
182	18/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
183	19/10/2005	5084,19	2538	1269	0,2	100,0
184	20/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
185	21/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
186	22/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
187	23/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
188	24/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
189	25/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
190	26/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
191	27/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
192	28/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
193	29/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
194	30/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
195	31/10/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
196	1/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
197	2/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
198	3/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
199	4/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
200	5/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
201	6/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
202	7/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
203	8/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
204	9/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
205	10/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
206	11/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
207	12/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
208	13/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0

ANEXO III – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO II

continuação						
Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m ³ d)	Volume de alimentação (ml/d)
209	14/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
210	15/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
211	16/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
212	17/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
213	18/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
214	19/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
215	20/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
216	21/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
217	22/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
218	23/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
219	24/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
220	25/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
221	26/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
222	27/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
223	28/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
224	29/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
225	30/11/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
226	1/12/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
227	2/12/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
228	3/12/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
229	4/12/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
230	5/12/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
231	6/12/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
232	7/12/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
233	8/12/2005	5084,19	828	414	0,1	100,0
234	9/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
235	10/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
236	11/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
237	12/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
238	13/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
239	14/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
240	15/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
241	16/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
242	17/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
243	18/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
244	19/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0

ANEXO III – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO II

Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m ³ d)	conclusão
						Volume de alimentação (ml/d)
245	20/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
246	21/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
247	22/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
248	23/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
249	24/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
250	25/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
251	26/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
252	27/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
253	28/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
254	29/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
255	30/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0
256	31/12/2005	5084,19	2377	1188,5	0,2	100,0

ANEXO IV – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO III

continua

Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m³d)	Volume de alimentação (ml/d)
		2500,00	6512	3256	0,05	0,0
259	3/1/2006	2500,00	6512	3256	0,05	38,4
260	4/1/2006	2538,39	6512	3256	0,05	39,0
261	5/1/2006	2577,37	6512	3256	0,05	39,6
262	6/1/2006	2616,95	6512	3256	0,05	40,2
263	7/1/2006	2657,14	6512	3256	0,05	40,8
264	8/1/2006	2697,94	6512	3256	0,05	41,4
265	9/1/2006	2739,37	6512	3256	0,05	42,1
266	10/1/2006	2781,44	6512	3256	0,05	42,7
267	11/1/2006	2824,15	6512	3256	0,05	43,4
268	12/1/2006	2867,52	6512	3256	0,05	44,0
269	13/1/2006	2911,55	6512	3256	0,05	44,7
270	14/1/2006	2956,26	6512	3256	0,05	45,4
271	15/1/2006	3001,66	6512	3256	0,05	46,1
272	16/1/2006	3047,75	6512	3256	0,05	46,8
273	17/1/2006	3094,56	6512	3256	0,05	47,5
274	18/1/2006	3142,08	6512	3256	0,05	48,3
275	19/1/2006	3190,33	3175	1587,5	0,07	140,7
276	20/1/2006	3331,00	3175	1587,5	0,07	146,9
277	21/1/2006	3477,88	3175	1587,5	0,07	153,4
278	22/1/2006	3631,24	3175	1587,5	0,07	160,1
279	23/1/2006	3791,36	3175	1587,5	0,07	167,2
280	24/1/2006	3958,53	3175	1587,5	0,07	174,5
281	25/1/2006	4133,08	3175	1587,5	0,07	182,2
282	26/1/2006	4315,33	3175	1587,5	0,07	190,3
283	27/1/2006	4505,61	3175	1587,5	0,07	198,7
284	28/1/2006	4704,28	3175	1587,5	0,07	207,4
285	29/1/2006	4911,72	3175	1587,5	0,07	216,6
286	30/1/2006	5128,30	3175	1587,5	0,31	100,0
287	31/1/2006	5128,30	3175	1587,5	0,31	100,0
288	1/2/2006	5128,30	3175	1587,5	0,31	100,0
289	2/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0
290	3/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0
291	4/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0
292	5/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0
293	6/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0
294	7/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0

ANEXO IV – VOLUME DE ALIMENTAÇÃO DIÁRIA NO REATOR ESTÁTICO III

						conclusão
Dia	Data	Volume (ml)	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	Carga Orgânica (kg DBO/m ³ d)	Volume de alimentação (ml/d)
294	7/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0
295	8/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0
296	9/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0
297	10/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0
298	11/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0
299	12/2/2006	5128,30	2080	1040	0,20	100,0
300	13/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
301	14/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
302	15/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
303	16/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
304	17/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
305	18/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
306	19/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
307	20/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
308	21/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
309	22/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
310	23/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
311	24/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
312	25/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
313	26/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
314	27/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
315	28/2/2006	5128,30	3341	1670,5	0,33	100,0
316	1/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
317	2/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
318	3/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
319	4/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
320	5/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
321	6/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
322	7/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
323	8/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
324	9/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
325	10/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
326	11/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
327	12/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
328	13/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
329	14/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
330	15/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0
331	16/3/2006	5128,30	3254	1627	0,32	100,0

**ANEXO V – VALORES DA TEMPERATURA, pH, e ALCALINIDADE TOTAL /
ACIDEZ VOLÁTIL REFERENTES A CARGA ORGÂNICA APLICADA**

REATOR ESTÁTICO I						
Ponto	Data	C. O (Kg DBO/m³dia)	T(°C)	pH	Alcalinidade Total/ Acidez Volátil (1)	Alcalinidade Total/ Acidez Volátil (2)
0	19/4/2005	0,05	18,0	8,0		
8	17/6/2005	0,10	20,2	8,0	4,8	
9	22/6/2005	0,10	23,1	6,9	5,0	
10	29/6/2005	0,20	21,0	6,8	4,4	
11	6/7/2005	0,20	15,0	6,6	2,2	
12	13/7/2005	0,20	29,0	6,6	2,4	
13	20/7/2005	0,20	30,0	7,4	2,1	
14	27/7/2005	0,10	31,0	7,0	1,9	
15	3/8/2005	0,10	32,0	7,5	17,4	
16	10/8/2005	0,10	32,0	6,9	6,9	
17	17/8/2005	0,10	20,2	6,3	3,8	
18	24/8/2005	0,10	23,2	6,9	3,8	
19	31/8/2005	0,10	21,0	6,8	3,0	
20	7/9/2005	0,20	15,0	7,5	1,1	
21	14/9/2005	0,20	14,0	7,4	1,1	
22	21/9/2005	0,20	27,0	6,1	2,0	
23	28/9/2005	0,20	27,5	5,8	2,4	
24	5/10/2005	0,20	27,5	7,5	2,9	
25	12/10/2005	0,20	35,0	6,5	2,4	
26	19/10/2005	0,10	34,5	6,5	2,1	
27	26/10/2005	0,10	35,0	7,4	2,6	
28	2/11/2005	0,10	35,2	7,5	2,8	29,9
29	9/11/2005	0,10	34,9	7,4	2,6	30,2
30	16/11/2005	0,10	35,0	7,2	3,2	33,0
31	23/11/2005	0,10	35,0	7,2	2,3	48,6
32	30/11/2005	0,10	34,8	7,1	2,0	62,1
33	7/12/2005	0,20	35,0	7,0	2,7	67,4
34	14/12/2005	0,20	35,2	7,0	2,6	68,3
35	21/12/2005	0,20	35,0	7,0	2,5	69,1
36	28/12/2005	0,20	35,1	7,0	2,4	69,1
mínimo			14,0	5,8	1,1	29,9
média			28,2	7,0	3,3	53,1
maior			35,2	8,0	17,4	69,1

**ANEXO VI – VALORES DA TEMPERATURA, pH, e ALCALINIDADE
TOTAL / ACIDEZ VOLÁTIL REFERENTES A CARGA ORGÂNICA
APLICADA
REATOR ESTÁTICO II**

Ponto	Data	C. O (Kg DBO/m ³ dia)	T (°C)	pH	Alcalinidade Total / Acidez Volátil (1)	Alcalinidade Total / Acidez Volátil (2)
0	19/4/2005					
8	17/6/2005					
9	22/6/2005					
10	29/6/2005	0,05				
11	6/7/2005	0,05				
12	13/7/2005	0,07				
13	20/7/2005	0,07				
14	27/7/2005	0,07				
15	3/8/2005	0,10		7,4	6,55	
16	10/8/2005	0,10		6,9	6,90	
17	17/8/2005	0,10	20,9	6,7	3,38	
18	24/8/2005	0,10	23,2	6,5	6,67	
19	31/8/2005	0,10	20,0	6,5	2,49	
20	7/9/2005	0,10	15,0	6,5	1,15	
21	14/9/2005	0,20	14,0	6,5	1,32	
22	21/9/2005	0,20	27,0	6,1	2,00	
23	28/9/2005	0,20	27,5	5,9	2,39	
24	5/10/2005	0,20	27,5	6,5	2,39	
25	12/10/2005	0,20	35,0	6,5	2,08	
26	19/10/2005	0,20	34,5	7,0	2,67	
27	26/10/2005	0,10	35,0	7,1	3,12	
28	2/11/2005	0,10	35,2	7,5	3,12	29,08
29	9/11/2005	0,10	34,9	7,6	2,68	35,00
30	16/11/2005	0,10	35,0	7,5	3,40	51,89
31	23/11/2005	0,10	35,0	7,4	2,45	58,75
32	30/11/2005	0,10	34,8	7,4	2,47	69,13
33	7/12/2005	0,10	35,0	7,2	3,74	69,17
34	14/12/2005	0,20	35,2	7,1	2,45	69,17
35	21/12/2005	0,20	35,0	7,1	2,98	69,18
36	28/12/2005	0,20	35,1	7,1	2,29	69,22
Mínimo			14,0	5,9	1,15	29,08
Média			29,7	6,9	3,12	57,84
Maior			35,2	7,6	6,90	69,22

ANEXO VII – VALORES DE SSV REFERENTES A CARGA ORGÂNICA APLICADA

REATOR ESTÁTICO I

Tempo (Semanas)	Carga Orgânica (kg DQO/m³d)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)
lodo		21801	9310	12491
0 a 8	0,05	1122	496	626
8 a 10	0,1	1260	520	740
10 a 14	0,2	3077	2137	940
14 a 20	0,1	2286	970	1316
20 a 26	0,2	1790	540	1250
26 a 33	0,1	3710	1180	2530
33 a 36	0,2	7420	2360	5060
Mínima		1122	496	626
Média		2952	1172	1780
Máxima		7420	2360	5060

ANEXO VIII – VALORES DE SSV REFERENTES A CARGA ORGÂNICA APLICADA
REATOR ESTÁTICO II

Tempo (Semanas)	Carga Orgânica (kg DQO/m³d)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)
lodo		58026	12534	45492
15 a 21	0,1	4530	2000	2530
21 a 27	0,2	510	270	240
27 a 34	0,1	1948	270	1678
34 a 36	0,2	4600	2300	2300
Mínima		510	270	240
Média		2897	1210	1687
Máxima		4600	2300	2530

ANEXO IX – VALORES DA DQO REFERENTES A CARGA ORGÂNICA APLICADA

REATOR ESTÁTICO I					
Ponto	Tempo (d)	Carga Orgânica (kg DQO/m ³ d)	DQO _{entrada} (mg O ₂ /l)	DQO _{saída} (mg O ₂ /l)	Eficiência na remoção da DQO(%)
1	0		1471		
2	71	0,10	2000	167	91,65
3	98	0,20	1081	129	88,07
4	112	0,20	820	128	84,39
5	144	0,10	1846	278	84,94
6	184	0,20	2538	167	93,42
7	202	0,10	828	57	93,12
8	233	0,10	2377	212	91,08
9	259	0,20	6512		
10	273	0,20	3175		
11	296		2080		
12	311		3341		
Mínima			820	57	84,39
Média			2339,08	162,57	89,52
Máxima			6512	278	93,42

ANEXO X – VALORES DA DQO REFERENTES A CARGA ORGÂNICA APLICADA

REATOR ESTÁTICO II					
Ponto	Tempo (d)	Carga Orgânica (kg DQO/m ³ dia)	DQO _{entrada} (mg O ₂ /l)	DQO _{saída} (mg O ₂ /l)	Eficiência na remoção da DQO(%)
1	0		1471		
2	71		2000		
3	98		1081		
4	112		820		
5	144	0,20	1846	236	87,22
6	184	0,10	2538	427	83,18
7	202	0,10	828	121	85,39
8	233	0,10	2377	349	85,32
9	259		6512		
10	273		3175		
11	296		2080		
12	311		3341		
Mínima			820	121	83,18
Média			2339,08	283,25	85,27
Máxima			6512	427	87,22

**ANEXO XI – VALORES REFERENTES A ALCALINIDADE TOTAL/ACIDEZ VOLÁTIL
NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO**

								continua
Ponto	Data	T ^o C	pH	Alcalinidade Total (mg/L)	Acidez volátil (mg/L)	Alcalinidade Total/ Acidez Volátil	Média	carga orgânica
1	3/1/2006	20	7,75	615	5	123,00	73,68	0,09
2	4/1/2006	30	7,55	560	15	37,33		0,09
3	5/1/2006	32	7,42	735	25	29,40		0,09
4	6/1/2006	32	7,42	525	5	105,00		0,09
5	7/1/2006	34	7,09	485	5	97,00		0,58
6	8/1/2006	34	6,94	510	12,5	40,80		0,58
7	9/1/2006	34	6,99	625	20	31,25		0,58
8	10/1/2006	33	7,13	910	30	30,33		0,58
9	11/1/2006	33	7,05	655	30	21,83		0,58
10	12/1/2006	33	7,05	480	25	19,20		0,58
11	13/1/2006	35	7,29	1030	77,5	13,29	28,41	0,58
12	14/1/2006	35	7,23	1200	220	5,45		0,58
13	15/1/2006	35	6,94	990	65	15,23		0,58
14	16/1/2006	35	7	875	50	17,50		0,58
15	17/1/2006	34	7,02	970	60	16,17		0,58
16	18/1/2006	34	7,02	920	40	23,00		0,58
17	19/1/2006	33	7,05	955	40	23,88		0,58
18	20/1/2006	33	7,05	900	35	25,71		0,58
19	21/1/2006	34	6,99	905	35	25,86		0,58
20	22/1/2006	35	6,97	920	35	26,29		0,58
21	23/1/2006	35	6,97	845	30	28,17		0,58
22	24/1/2006	35	6,96	900	30	30,00		0,58
23	25/1/2006	34	6,88	805	25	32,20		0,58
24	26/1/2006	34	6,82	820	25	32,80		0,58
25	27/1/2006	34	6,87	825	25	33,00		0,58
26	28/1/2006	34	7,03	810	22,5	36,00	20,96	0,58
27	29/1/2006	34	6,61	810	20	40,50		0,58
28	30/1/2006	34	6,63	1910	50	38,20		2,40
29	31/1/2006	34	6,48	1760	70	25,14		2,40
30	1/2/2006	34	6,57	970	60	16,17		2,40
31	2/2/2006	34	6,56	975	70	13,93		2,40
32	3/2/2006	34	6,56	975	80	12,19		2,40
33	4/2/2006	34	6,8	1105	80	13,81		2,40
34	5/2/2006	34	7,05	990	70	14,14		2,40
35	6/2/2006	34	7,06	1400	60	23,33		2,40
36	7/2/2006	34	7,09	1735	70	24,79	129,01	2,40
37	8/2/2006	34	6,85	2095	75	27,93		2,40
38	9/2/2006	35	7,05	1600	35	45,71		3,00
39	10/2/2006	33,5	7,16	1655	17,5	94,57		3,00
40	11/2/2006	33,5	7,14	1555	15	103,67		3,00
41	12/2/2006	34	6,91	1710	30	57,00		3,00
42	13/2/2006	33,5	6,91	1580	30	52,67		3,00
43	14/2/2006	31,5	6,71	1705	35	48,71		3,00
44	15/2/2006	34	6,93	1770	30	59,00		3,00
45	16/2/2006	32	6,88	1845	30	61,50		3,00

**ANEXO XI – VALORES REFERENTES A ALCALINIDADE TOTAL/ACIDEZ VOLÁTIL
NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO**

								continuação
Ponto	Data	T°C	pH	Alcalinidade Total (mg/L)	Acidez volátil (mg/L)	Alcalinidade Total/ Acidez Volátil	Média	carga orgânica
46	17/2/2006	34	7,07	1710	25	68,40		3,00
47	18/2/2006	32	7,13	2950	40	73,75		3,00
48	19/2/2006	34	7,03	1630	20	81,50		3,00
49	20/2/2006	34	7,03	2070	25	82,80		3,00
50	21/2/2006	32	7,12	1800	20	90,00		3,00
51	22/2/2006	33	7,02	2025	15	135,00		3,00
52	23/2/2006	33	6,91	2150	15	143,33		3,00
53	24/2/2006	34	7,04	2115	12,5	169,20		3,00
54	25/2/2006	34	7,26	1780	10	178,00		3,00
55	26/2/2006	32	7,07	1815	5	363,00		3,00
56	27/2/2006	32	7,12	2300	5	460,00		3,00
57	28/2/2006	32	7,12	2070	60	34,50		4,00
58	1/3/2006	34	6,02	2070	60	34,50		4,00
59	2/3/2006	34	6,02	2200	120	18,33		4,00
60	3/3/2006	32	6,08	2000	110	18,18		4,00
61	4/3/2006	32	4,8	1910	110	17,36		4,00
62	5/3/2006	32	4,8	3310	405	8,17	13,06	4,00
63	6/3/2006	33	4,61	3810	405	9,41		4,00
64	7/3/2006	34	4,62	5365	485	11,06		4,00
65	8/3/2006	34	4,57	6250	560	11,16		4,00
66	9/3/2006	34	4,56	4125	350	11,79		4,00
67	10/3/2006	34	4,49	5250	435	12,07		4,00
68	11/3/2006	31	4,55	5685	435	13,07		4,00
69	12/3/2006	31	4,52	3940	265	14,87		4,00
70	13/3/2006	32	4,55	4885	315	15,51		
71	14/3/2006	30	4,59	3900	400	9,75		
72	15/3/2006	32	4,58	5460	500	10,92	12,68	
73	16/3/2006	32	4,57	5805	480	12,09		
74	17/3/2006	33	4,9	5785	475	12,18		
75	18/3/2006	32	5	7100	455	15,60		
76	19/3/2006	33	4,83	4150	475	8,74		3,00
77	20/3/2006	32	4,88	4210	485	8,68		3,00
78	21/3/2006	32	4,92	5590	750	7,45	9,52	3,00
79	22/3/2006	32	4,88	5725	660	8,67		3,00
80	23/3/2006	32	5,11	4840	410	11,80		3,00
81	24/3/2006	33	4,61	4125	350	11,79		3,00
82	25/3/2006	34	4,62	4935	450	10,97		
83	26/3/2006	34	5	5375	475	11,32	11,89	
84	27/3/2006	34	5,02	4020	300	13,40		
85	28/3/2006	34	5,3	3940	265	14,87		
86	29/3/2006	30	5,35	6250	450	13,89		2,00
87	30/3/2006	34	6,59	5737,5	550	10,43	10,28	2,00
88	31/3/2006	34	5,55	6250	645	9,69		2,00

**ANEXO XI – VALORES REFERENTES A ALCALINIDADE TOTAL/ACIDEZ VOLÁTIL
NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO**

								conclusão
Ponto	Data	T°C	pH	Alcalinidade Total (mg/L)	Acidez volátil (mg/L)	Alcalinidade Total/ Acidez Volátil	Média	carga orgânica
89	1/4/2006	36	5,91	5100	620	8,23		2,00
90	2/4/2006	44	5,52	6790	740	9,18		2,00
91	3/4/2006	23	5,45	7175	770	9,32		2,00
92	4/4/2006	33	5,53	4725	420	11,25		2,00
93	5/4/2006	37	5,42	6250	525	11,90		2,00
Média (antes do 57º dia)		33,35	7,01	1286,49	38,03	62,67		
Mínimo (antes do 57º dia)		20,00	6,48	480,00	5,00	5,45		
Máximo (antes do 57º dia)		35,00	7,75	2950,00	220,00	460,00		
Média		33,20	6,25	2620,84	188,56	43,22		
Mínimo		20,00	4,49	480,00	5,00	5,45		
Máximo		44,00	7,75	7175,00	770,00	460,00		

ANEXO XII – VALORES REFERENTES A DQO NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

continua								
Pontos	Data	DQO de entrada (mg o ₂ /l)	DQO de saída (mg o ₂ /l)	Eficiência na remoção da DQO (%)	DQO média de saída	DQO média de entrada	eficiência média da DQO (%)	Carga orgânica
1	03/01/06	526,36						0,09
2	04/01/06	581,40	77,52	86,67	64,60	553,90	88,34	0,09
3	05/01/06	526,36	77,52	85,27				0,09
4	06/01/06	581,50	38,76	93,33				0,09
5	07/01/06	4680,00	272,00	94,19				0,58
6	08/01/06	4680,00	300,00	93,59				0,58
7	09/01/06	4400,00	380,00	91,36				0,58
8	10/01/06	4400,00	360,00	91,82				0,58
9	11/01/06	4352,94	515,10	88,17				0,58
10	12/01/06	4481,48	549,63	87,74				0,58
11	13/01/06	4481,48	592,59	86,78				0,58
12	14/01/06	4388,24	581,96	86,74				0,58
13	15/01/06	4039,22	516,67	87,21				0,58
14	16/01/06	4274,51	541,18	87,34				0,58
15	17/01/06	4274,51	542,47	87,31				0,58
16	18/01/06	4481,47	529,63	88,18	435,54	4420,03	90,15	0,58
17	19/01/06	4352,93	511,22	88,26				0,58
18	20/01/06	4352,94	510,82	88,26				0,58
19	21/01/06	4238,10	420,79	90,07				0,58
20	22/01/06	4031,75	399,94	90,08				0,58
21	23/01/06	4761,90	451,75	90,51				0,58
22	24/01/06	4349,21	381,75	91,22				0,58
23	25/01/06	4400,00	340,00	92,27				0,58
24	26/01/06	4680,03	350,00	92,52				0,58
25	27/01/06	4760,00	350,00	92,65				0,58
26	28/01/06	4120,00	300,00	92,72				0,58
27	29/01/06	4680,02	320,00	93,16				0,58
28	30/01/06	17200,33	154,44	99,10				2,40
29	31/01/06	16480,00	720,00	95,63				2,4
30	01/02/06	17914,06	970,00	94,59				2,4
31	02/02/06	17280,00	1299,74	92,48				2,4
32	03/02/06	14080,00	1129,08	91,98	876,70	16644,07	94,73	2,4
33	04/02/06	14760,00	1181,08	92,00				2,4
34	05/02/06	15680,00	1000,00	93,62				2,4
35	06/02/06	17915,06	960,00	94,64				2,4
36	07/02/06	17915,06	940,00	94,75				2,4
37	08/02/06	17216,22	412,67	97,60				2,4

ANEXO XII – VALORES REFERENTES A DQO NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

continuação								
Pontos	Data	DQO de entrada (mg o ₂ /l)	DQO de saída (mg o ₂ /l)	Eficiência na remoção da DQO (%)	DQO média de saída	DQO média de entrada	eficiência média da DQO (%)	Carga orgânica
38	09/02/06	18503,94	2713,39	85,34				3,00
39	10/02/06	24400,00	2000,00	91,80				3
40	11/02/06	22800,00	1760,00	92,28				3
41	12/02/06	24803,15	3149,61	87,30				3
42	13/02/06	22440,94	2913,39	87,02				3
43	14/02/06	20866,14	2777,17	86,69				3
44	15/02/06	22709,16	2709,16	88,07				3
45	16/02/06	23200,00	2720,00	88,28				3
46	17/02/06	23200,00	2480,00	89,31				3
47	18/02/06	20472,44	2125,98	89,62	1967,15	21643,61	90,91	3
48	19/02/06	19500,00	1984,13	89,82				3
49	20/02/06	22440,93	2047,24	90,88				3
50	21/02/06	23200,02	1920,00	91,72				3
51	22/02/06	21600,00	1600,00	92,59				3
52	23/02/06	22800,03	1440,00	93,68				3
53	24/02/06	19500,03	1031,75	94,71				3
54	25/02/06	19500,03	873,02	95,52				3
55	26/02/06	19500,03	714,29	96,34				3
56	27/02/06	19791,67	416,67	97,89				3
57	28/02/06							
58	01/03/06	26107,57	6390,00	75,52				4,00
59	02/03/06	26107,57	6399,00	75,49				4
60	03/03/06	26107,57	6448,00	75,30				4
61	04/03/06	27458,17	6772,91	75,33				4
62	05/03/06	27490,04	10956,18	60,14	8154,88	26981,60	69,78	4
63	06/03/06	27302,79	10358,57	62,06				4
64	07/03/06	27334,66	9960,16	63,56				4
65	08/03/06	27790,04	9733,07	64,98				4
66	09/03/06	26693,23	8366,53	68,66				4
67	10/03/06	26107,52	7569,72	71,01				4
68	11/03/06	27790,02	7733,07	72,17				
69	12/03/06	27490,02	7171,31	73,91				
70	13/03/06							
71	14/03/06							
72	15/03/06							
73	16/03/06							
74	17/03/06							

ANEXO XII – VALORES REFERENTES A DQO NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

								conclusão
Pontos	Data	DQO de entrada (mg o₂ /l)	DQO de saída (mg o₂ /l)	Eficiência na remoção da DQO (%)	DQO média de saída	DQO média de entrada	eficiência média da DQO (%)	Carga orgânica
75	18/03/06							
76	19/03/06	20709,16	10952,19	47,11	10378,45	20943,56	50,45	3,00
77	20/03/06	20709,16	11350,60	45,19				
78	21/03/06	20709,16	11699,00	43,51				3
79	22/03/06	20709,16	11699,00	43,51				3
80	23/03/06	20912,35	9000,16	56,96				3
81	24/03/06	21912,35	7569,72	65,45				3
82	25/03/06							
83	26/03/06							
84	27/03/06							
85	28/03/06							
86	29/03/06	13904,38	1191,24	91,43				2,00
87	30/03/06	13904,38	2476,10	82,19				2
88	31/03/06	13904,38	2976,08	78,60				2
89	01/04/06	13896,41	3358,57	75,83	2344,94	13903,38	83,13	2
90	02/04/06	13904,36	2999,08	78,43				2
91	03/04/06	13904,36	2599,08	81,31				2
92	04/04/06	13904,36	1585,66	88,60				2
93	05/04/06	13904,36	1573,71	88,68				2
Mínimo		526,36	38,76	43,51	64,60	553,90	50,45	0,09
Médio		15148,94	2904,23	84,17	3460,32	15012,88	81,07	0,88
Máximo		27790,04	11699,00	99,10	10378,45	26981,60	94,73	4,00

ANEXO XIII – VALORES REFERENTES A COT NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

continuação

Ponto	Data	COT _{Entrada} (mg/L)	COT _{Saída} (mg/L)	Eficiência (%)	Média de saída	Média de entrada	Eficiência média	Carga orgânica
1	3/1/2006	1125,00	51,33	95,44				0,09
2	4/1/2006	146,00	88,70	39,25	70,41	509,41	86,18	0,09
3	5/1/2006	202,95	91,00	55,16				0,09
4	6/1/2006	563,70	50,61	91,02				0,09
5	7/1/2006	5536,00	162,60	97,06				0,58
6	8/1/2006	938,20	85,75	90,86				0,58
7	9/1/2006	491,20	78,09	84,10				0,58
8	10/1/2006	491,20	94,65	80,73				0,58
9	11/01/2006	541,80	143,20	73,57				0,58
10	12/1/2006	491,20	133,50	72,82				0,58
11	13/1/2006	493,20	146,40	70,32				0,58
12	14/1/2006	491,20	166,10	66,18				0,58
13	15/1/2006	491,20	145,10	70,46				0,58
14	16/1/2006	452,80	132,80	70,67				0,58
15	17/1/2006	878,20	248,70	71,68				0,58
16	18/1/2006	559,00	146,40	73,81	130,42	829,08	84,27	0,58
17	19/1/2006	530,20	136,70	74,22				0,58
18	20/1/2006	452,80	105,70	76,66				0,58
19	21/1/2006	491,20	106,80	78,26				0,58
20	22/1/2006	662,50	132,90	79,94				0,58
21	23/1/2006	574,60	114,50	80,07				0,58
22	24/1/2006	452,80	87,62	80,65				0,58
23	25/1/2006	491,20	74,24	84,89				0,58
24	26/1/2006	889,60	132,50	85,11				0,58
25	27/1/2006	889,60	121,80	86,31				0,58
26	28/1/2006	889,60	181,70	79,58				0,58
27	29/1/2006	889,60	121,80	86,31				0,58
28	30/1/2006	4342,00	145,20	96,66				2,40
29	31/1/2006	5467,00	224,10	95,90				2,40
30	1/2/2006	4342,10	210,90	95,14				2,40
31	2/2/2006	5114,00	471,00	90,79				2,40
32	3/2/2006	5114,00	1109,87	78,30	340,72	4645,31	92,67	2,40
33	4/2/2006	4790,00	494,80	89,67				2,40
34	5/2/2006	5033,00	246,30	95,11				2,40
35	6/2/2006	4342,00	194,30	95,53				2,40
36	7/2/2006	4063,00	171,40	95,78				2,40
37	8/2/2006	3846,00	139,30	96,38				2,40
38	9/2/2006	7181,00	309,30	95,69				3,00
39	10/2/2006	7402,00	76,86	98,96				3,00
40	11/2/2006	9093,00	88,04	99,03				3,00
41	12/2/2006	7402,00	228,20	96,92				3,00
42	13/2/2006	9093,00	298,20	96,72	175,60	7769,50	97,74	3,00
43	14/2/2006	6677,00	270,10	95,95				3,00
44	15/2/2006	8307,00	249,30	97,00				3,00
45	16/2/2006	7502,00	205,00	97,27				3,00
46	17/2/2006	7402,00	182,70	97,53				3,00
47	18/2/2006	6624,00	130,80	98,03				3,00

ANEXO XIII – VALORES REFERENTES A COT NO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO

								conclusão
Ponto	Data	COT _{Entrada} (mg/L)	COT _{Saída} (mg/L)	Eficiência (%)	Média de saída	Média de entrada	Eficiência média	Carga orgânica
48	19/2/2006	6349,00	112,20	98,23				3,00
49	20/2/2006	7402,00	100,20	98,65				3,00
50	21/2/2006	9093,00	111,00	98,78				3,00
51	22/2/2006	9093,00	81,53	99,10				3,00
52	23/2/2006	8307,00	51,08	99,39				3,00
53	24/2/2006	7389,00	37,47	99,49				3,00
54	25/2/2006							3,00
55	26/2/2006							3,00
56	27/2/2006							3,00
57	28/2/2006							0,00
58	1/3/2006	10075,00	1341,00	86,69				4,00
59	2/3/2006	10075,00	2257,00	77,60				4,00
60	3/3/2006	10075,00	2274,00	77,43				4,00
61	4/3/2006	10075,00	2299,00	77,18				4,00
62	5/3/2006	5522,00	2839,00	48,59				4,00
63	6/3/2006	5364,00	1655,00	69,15				4,00
64	7/3/2006	5364,00	1399,00	73,92	2114,11	8549,46	75,27	4,00
65	8/3/2006	10320,00	2530,00	75,48				4,00
66	9/3/2006	10075,10	2433,00	75,85				4,00
67	10/3/2006	5364,00	1282,00	76,10				4,00
68	11/3/2006	5364,00	1281,00	76,12				4,00
69	12/3/2006	5364,00	1272,00	76,29				4,00
70	13/3/2006							0,00
71	14/3/2006							0,00
72	15/3/2006							0,00
73	16/3/2006							0,00
74	17/3/2006							0,00
75	18/3/2006							0,00
76	19/3/2006	13201,00	2080,00	84,24	1368,52	7766,22	82,38	3,00
Máxima		13201,00	2839,00	99,49	2114,11	8549,46	97,74	
Média		4516,88	517,61	84,33	699,96	5011,50	86,42	
Mínima		146,00	37,47	39,25	70,41	509,41	75,27	

ANEXO XIV – PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO RETOR DE LEITO FLUIDIZADO

continua

Ponto	Data	Volume de biogás (L/d)	Média produção de biogás	Carga orgânica (kg DQO/ m3 dia)
1	03/01/06			0,09
2	04/01/06	1,6	2,36	0,09
3	05/01/06	1,52		0,09
4	06/01/06	3,96		0,09
5	07/01/06	4,32		0,58
6	08/01/06	4,48		0,58
7	09/01/06	5,28		0,58
8	10/01/06	5,84		0,58
9	11/01/06	4,48		0,58
10	12/01/06	4,32		0,58
11	13/01/06	3,92		0,58
12	14/01/06	3,12	7,94	0,58
13	15/01/06	5		0,58
14	16/01/06	6,16		0,58
15	17/01/06	6,76		0,58
16	18/01/06	7,12		0,58
17	19/01/06	7,96		0,58
18	20/01/06	8,72		0,58
19	21/01/06	9,08		0,58
20	22/01/06	9,36		0,58
21	23/01/06	9,92		0,58
22	24/01/06	10,36	10,55	0,58
23	25/01/06	11,04		0,58
24	26/01/06	11,92		0,58
25	27/01/06	13,8		0,58
26	28/01/06	14,56		0,58
27	29/01/06	15,04		0,58
28	30/01/06	13,6		2,40
29	31/01/06	9,76		2,40
30	01/02/06	7,44		2,40
31	02/02/06	6,4		2,40
32	03/02/06	6	22,96	2,40
33	04/02/06	7,68		2,40
34	05/02/06	11,12		2,40
35	06/02/06	11,92		2,40
36	07/02/06	13,8		2,40
37	08/02/06	17,8		2,40
38	09/02/06	17,56		3,00
39	10/02/06	19,12		3,00
40	11/02/06	27,6		3,00
41	12/02/06	14,96		3,00
42	13/02/06	13,12		3,00
43	14/02/06	12,32		3,00
44	15/02/06	14,16		3,00
45	16/02/06	14,72		3,00

ANEXO XIV – PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO RETOR DE LEITO FLUIDIZADO

continuação

Ponto	Data	Volume de biogás (L/d)	Média produção de biogás	Carga orgânica (kg DQO/ m3 dia)
46	17/02/06	16,24		3,00
47	18/02/06	19,36		3,00
48	19/02/06	20,24		3,00
49	20/02/06	20,56		3,00
50	21/02/06	20,8		3,00
51	22/02/06	21,6		3,00
52	23/02/06	28,08		3,00
53	24/02/06	29,44		3,00
54	25/02/06	37,52		3,00
55	26/02/06	43,2		3,00
56	27/02/06	45,6		3,00
57	28/02/06	16,4		4,00
58	01/03/06	14,24		4,00
59	02/03/06	12,4		4,00
60	03/03/06	8,48		4,00
61	04/03/06	3,2		4,00
62	05/03/06	3,36		4,00
63	06/03/06	3,76	7,68	4,00
64	07/03/06	3,96		4,00
65	08/03/06	4,04		4,00
66	09/03/06	4,32		4,00
67	10/03/06	9,36		4,00
68	11/03/06	10,8		4,00
69	12/03/06	11,52		4,00
70	13/03/06	1,68		
71	14/03/06	2,96		
72	15/03/06	2,24	9,54	
73	16/03/06	11,04		
74	17/03/06	15,56		
75	18/03/06	15,92		
76	19/03/06	0,16		3,00
77	20/03/06	2,72		3,00
78	21/03/06	1,76	1,59	3,00
79	22/03/06	1,68		3,00
80	23/03/06	1,68		3,00
81	24/03/06	1,52		3,00
82	25/03/06	1,56		
83	26/03/06	1,6	6,54	
84	27/03/06	11,16		
85	28/03/06	11,84		
86	29/03/06	11,56		2,00
87	30/03/06	10,24		2,00
88	31/03/06	8,8	8,94	2,00
89	01/04/06	3,92		2,00
90	02/04/06	16,24		2,00

ANEXO XIV – PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO RETOR DE LEITO FLUIDIZADO

conclusão

Ponto	Data	Volume de biogás (L/d)	Média produção de biogás	Carga orgânica (kg DQO/ m3 dia)
91	03/04/06	4,2		2,00
92	04/04/06	9,4		2,00
93	05/04/06	11,44		2,00
Mínimo		11,92		
Média		0,16		
Máximo		10,80		

ANEXO XV – VALORES DOS PARÂMETROS ANALISADOS REFERENTES A CARGA ORGÂNICA APLICADA

Pontos	Tempo de operação	Carga Orgânica (kg DQO/ m ³ d)	Média de produção de Biogás (L/d)	DQO média do substrato (mg O ₂ /L)	DQO média do efluente (mg O ₂ /L)	Eficiência na remoção da DQO (%)	COT média do substrato (mg/L)	COT média do efluente (mg/L)	Eficiência na remoção da COT (%)	Alcalinidade Total/Acidez Volátil	T (°C)	pH
1	4	0,09	0,59	64,60	553,90	88,34	70,41	509,41	86,18	73,70	28,50	7,54
2	23	0,58	1,98	435,54	4420,03	90,15	130,42	829,08	84,27	28,40	34,09	7,00
3	10	2,4	2,64	876,70	16644,07	94,73	340,72	4645,31	92,67	21,00	34,00	6,77
4	19	3	5,74	1967,15	21643,61	90,91	175,60	7769,50	97,74	129,00	33,21	7,03
5	13	4	1,92	8154,88	26981,60	69,78	2114,11	8549,46	75,27	13,10	32,84	5,14
6	6	3	0,40	10378,45	20943,56	50,45	1368,52	7766,22	82,38	9,50	32,33	4,87
7	8	2	2,23	2344,94	13903,38	83,13				10,30	33,88	5,67